

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

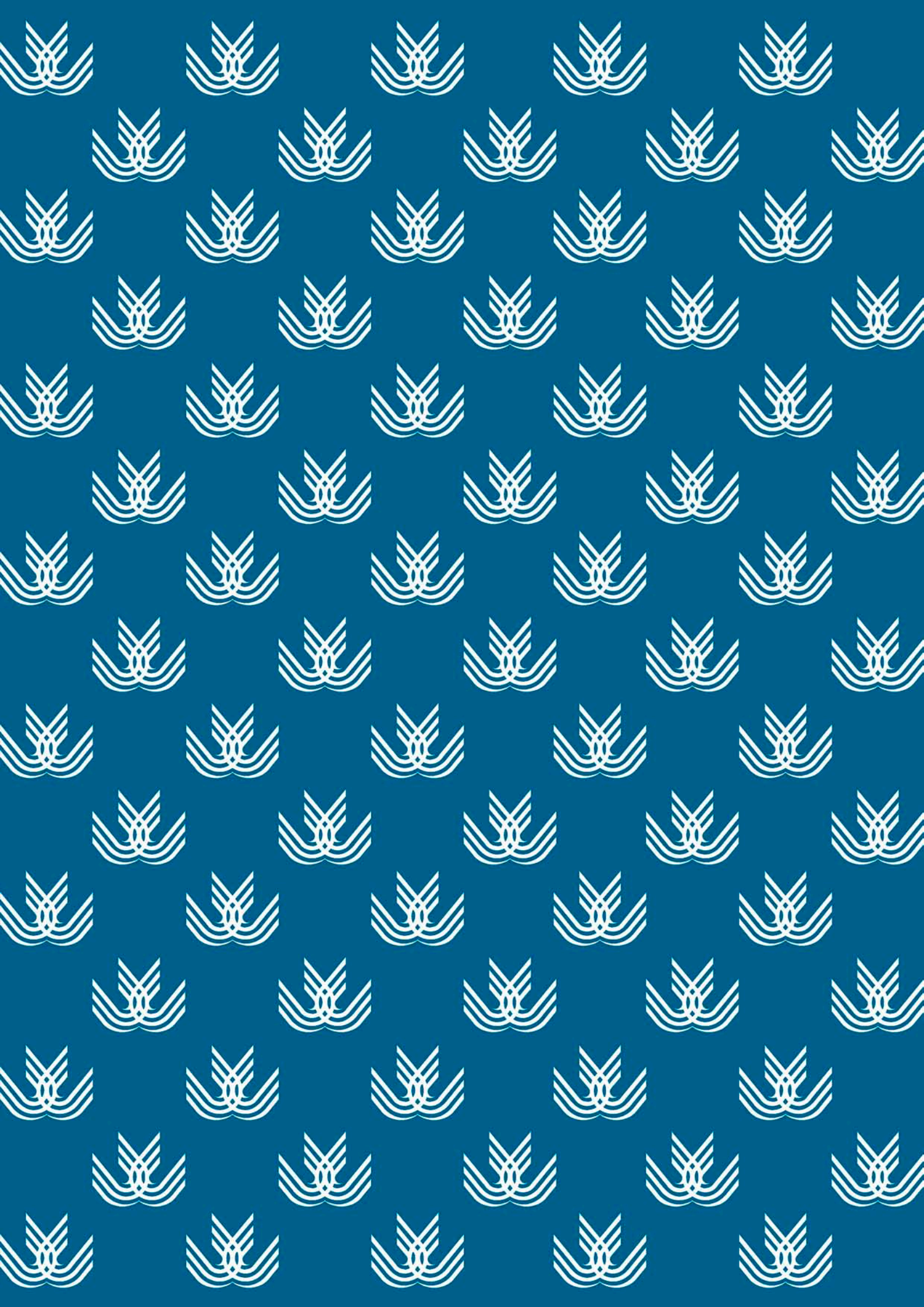
Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de un proceso de fraccionamiento de aceites de fusel

Autora: Irene NAVARRETE GONZÁLEZ

Fecha: Diciembre 2004





## FE DE ERRATAS

N° DE PÁGINA	ERRATA	CORRECCIÓN
Página 25 (final de 2° y 6° párrafo)	<i>(tabla I.10.)</i>	<i>(tabla I.12.)</i>
Página 35 (final de 1° y 5° párrafo)	<i>(tabla I.19.)</i>	<i>(tabla I.21.)</i>
Páginas 48, 208, 209, 335, 339 (tablas I.36, II.85, II.86, II.182 y II.187 respectivamente)	$30,707 \text{ m}^3/\text{h}$	$39,707 \text{ m}^3/\text{h}$
Página 60 (aptdo. 1.3.3.)	<i>Fig. I.21.</i>	<i>Fig. I.12.</i>
Página 65 (tabla I.46)	$r(m)=0,665$	$r(m)=0,668$
Páginas 75 y 295 (aptdo. 1.4.5.2. y recuadro bajo tabla II.159 respectivamente)	$d_0 = 1342 \text{ mm}$	$d_0 = 1348 \text{ mm}$
Páginas 84 y 323 (recuadros)	$\varepsilon_{min} = 3,34 \text{ mm}$	$\varepsilon_{min} = 3,37 \text{ mm}$
Página 199 (2° párrafo)	<i>obtenida en el apartado 3.1.2.2</i>	<i>obtenida en el apartado 3.2.2.2</i>
Página 216 (2ª línea)	<i>en la expresión (38)</i>	<i>en la expresión (37)</i>
Página 225 (aptdo 5.1.2.)	<i>de la ordenada</i>	<i>de la abscisa</i>
Página 226 (aptdo. 5.1.3.)	<i>aproximadamente: 0,14 in H<sub>2</sub>O /ft</i>	<i>aproximadamente: 0,07 in H<sub>2</sub>O /ft</i>
Página 231 (1º párrafo)	temperatura de cabezas del 2º fraccionamiento <i>en el apartado 1.5.2.2</i>	temperatura de colas del 2º fraccionamiento <i>en el apartado 1.4.2.2</i>
Página 261 (2º párrafo)	$r = 665 \text{ mm}$	$r = 668 \text{ mm}$
Página 285 (penúltimo párrafo)	apartado 1.5.1.1.1	apartado 1.4.1.1
Página 288 (tabla II.155)	$B' = 5500$	$B' = 5400$
Página 290 (entre figura II.28. y tabla II.156.)	$d_0 = 1210 \text{ mm}$	$d_0 = 1216 \text{ mm}$
Página 295 (tabla II.159.)	$d(mm)=1330$ y $d_0(mm) = 1341,2$	$d(mm)=1336$ y $d_0(mm) = 1347,2$
Página 356 (aptdo. 2, 2º párrafo)	<i>inmovilizado (I<sub>P</sub>)</i>	<i>inmovilizado (I<sub>P</sub>)</i>

Los aceites de fusel, también conocidos como alcoholes superiores o alcoholes amílicos, se originan como subproducto en la elaboración del etanol por fermentación.

Las principales ventajas desde el punto de vista económico que hacen interesantes a los aceites de fusel, son su rica composición e importante disponibilidad a muy bajo costo. Estas razones, llevan a considerarlos como una fuente de material crudo de gran interés, el cual, reside principalmente en la obtención de diferentes fracciones alcohólicas para su utilización de forma independiente en diversas aplicaciones industriales, entre las cuales cabe citar su empleo en el desarrollo de sabores y aromas naturales en la industria alimentaria. La separación se consigue sometiendo a la mezcla de alcoholes a una destilación por lotes o destilación batch.

La materia prima de aceites de fusel que se ha utilizado para realizar el presente proyecto, ha sido obtenida como subproducto en la elaboración de whisky a partir de la fermentación alcohólica de malta. La carga inicial es de 1800 litros, y está constituida principalmente por los alcoholes amílico e isoamílico (2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol respectivamente), agua, alcohol isobutílico o isobutanol, y restos de etanol.

El objetivo hacia el cual está enfocada la destilación de la mezcla es la obtención de dos productos de interés: un producto lo más rico posible en isobutanol y otro lo más rico posible en los dos alcoholes amílicos.

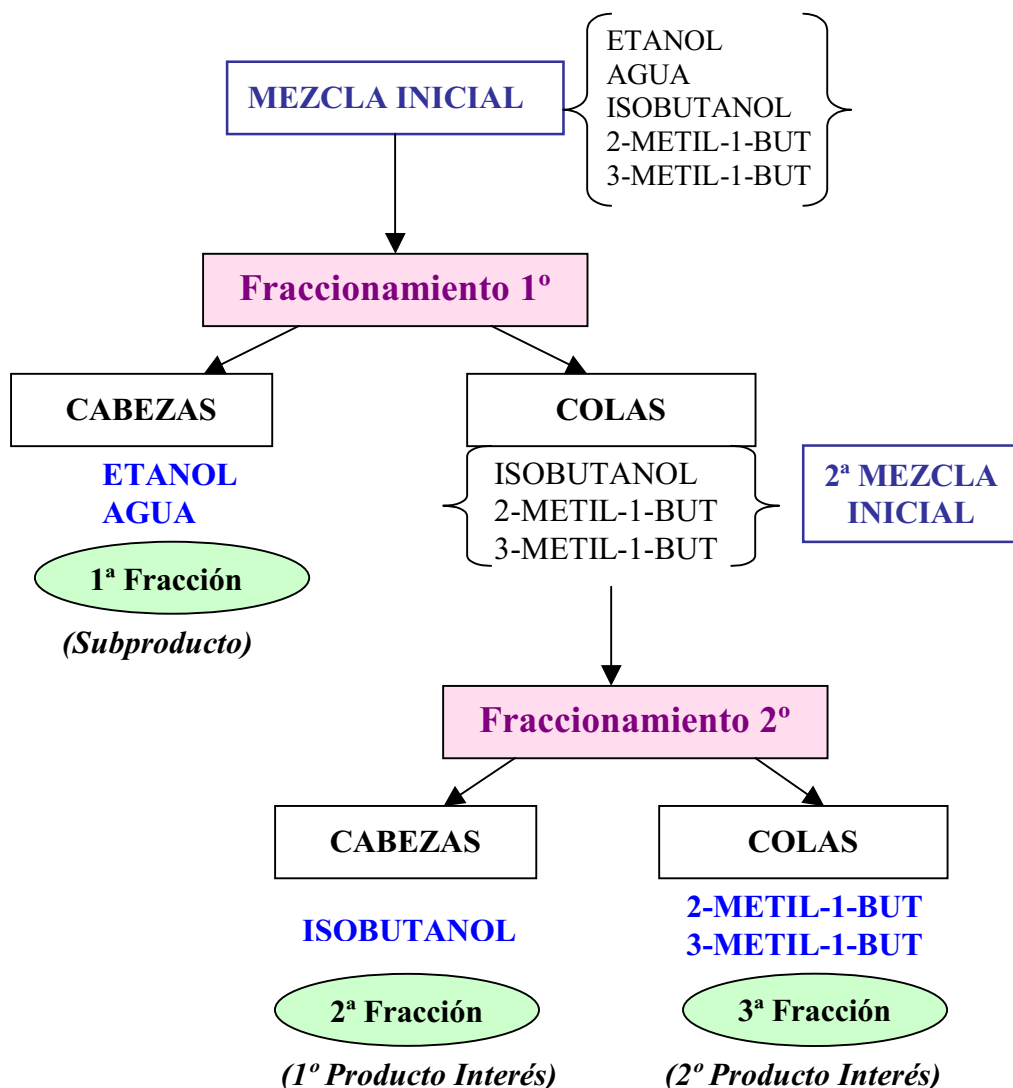
Para conseguir esta separación, el proceso de fraccionamiento del aceite de fusel mediante destilación discontinua o batch, se ha diseñado para llevarse a cabo en dos pasos o dos destilaciones sucesivas. Estos dos pasos son los que se han denominado *primer y segundo fraccionamiento*.

Como resultado del primero de ellos, se separan por cabezas prácticamente todo el agua y el etanol inicial, lo que constituye la denominada *primera fracción*, la cual no representa interés para el objetivo de este proyecto, y por tanto, se considera un subproducto del proceso.

Una vez haya terminado el primer fraccionamiento, el producto que ha quedado en la zona de colas o calderín, será la mezcla inicial o alimentación para el segundo

fraccionamiento. Como resultado de este último, se separa por cabezas prácticamente todo el isobutanol inicial, quedando los dos alcoholes amílicos prácticamente puros en la zona de colas o calderín. A la fracción de cabezas se le denomina *segunda fracción*, y a la mezcla de alcoholes amílicos que quedaría en la zona de colas se le conoce como *tercera fracción*. Estas dos fracciones (2ª y 3ª) representan los dos productos de interés objeto del presente proyecto.

En definitiva, el proceso se puede resumir en el siguiente esquema:



Para llevar a cabo la separación planteada en el proyecto, son necesarias un total de 45 etapas teóricas, una de las cuales está representada por el calderín y las 44 restantes correspondientes a la columna.

De forma complementaria a los cálculos teóricos realizados para el estudio de la separación, se ha utilizado una herramienta informática de simulación que permite validar y contrastar los resultados obtenidos teóricamente y los que proporciona el propio simulador.

El proceso se diseña con capacidad para destilar anualmente 50.000 litros de aceites de fusel por cargas, en condiciones de presión atmosférica. Los equipos que se utilizan son los siguientes:

- Columna de relleno
- Tanque de alimentación encamisado
- Condensador total
- Acumulador de reflujo

De estos, la columna de relleno es el equipo principal y por tanto clave para el proceso de separación. A este respecto, el resto de equipos se consideran secundarios a efectos de diseño.

En el interior de la columna se encuentra el relleno (además de otros dispositivos internos), mediante el cual el vapor y el líquido entran en contacto íntimo favoreciendo así la transferencia de materia. El relleno seleccionado, es un relleno estructurado de tipo *Sulzer BX*.

La columna, de 15 cm de diámetro interno, se construye en acero al carbono SA-283 grado C. Consta de una carcasa de 8,46 m de altura y dos fondos o cabezales soldados (superior e inferior), ambos toriesféricos de tipo *Klopper*. Como material aislante térmico se utiliza lana de vidrio.

El tanque de alimentación, es un equipo externo a la columna que hace la función del denominado calderín. Está rodeado de un encamisado de vapor mediante el cual se aporta el calor necesario para llevar el líquido a ebullición. El fluido calefactor es vapor de agua a una temperatura de entrada de 120 °C, y una presión igual a 2 atmósferas.

El tanque, de 2 m<sup>3</sup> de capacidad, consta de un tanque interior con dos cabezales elipsoidales soldados en los extremos (superior e inferior), y una camisa exterior, la cual consta a su vez de una carcasa y un cabezal inferior elipsoidal. El material de construcción del equipo completo es acero al carbono SA-516 grado 60 y las dimensiones del mismo son 1,8 m de altura y 1,2 m de diámetro interno. Como material aislante térmico del equipo se emplea lana de vidrio al igual que para la columna.

El intercambiador que se utiliza para condensar el vapor de cabezas, es un condensador total de carcasa y tubo 1-2 con cabezal flotante, donde el fluido refrigerante circula por el interior de los tubos mientras que la condensación ocurre por la carcasa. El fluido refrigerante es agua a una temperatura de 20 °C. El condensador consta de: una carcasa construida en acero al carbono SA-285 grado C (de 20,3 cm de diámetro interno y 2,44 m de longitud), un haz de tubos constituido por 26 tubos fabricados en acero al carbono SA-178 grado A, 38 deflectores segmentados, y dos cabezales, ambos designados por *TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association)*.

El último equipo diseñado es el acumulador de reflujo. Es un recipiente cilíndrico dispuesto horizontalmente, de 0,83 m de longitud y 0,2 m de diámetro interno. Está construido en acero al carbono SA-283 grado C, y consta de una carcasa y dos cabezales soldados en cada extremo, ambos toriesféricos de tipo *Klopper*.

En conclusión, el correcto funcionamiento conjunto de los equipos descritos anteriormente para las condiciones de operación establecidas en el proyecto, harán posible la consecución del objetivo para el cual ha sido diseñado el proceso completo.

## **OBJETO Y JUSTIFICACIÓN**

---

El proceso que se diseña en el presente proyecto de título *Diseño de un proceso de fraccionamiento de aceites de fusel*, tiene como finalidad la obtención de tres fracciones alcohólicas para su aplicación en la industria alimentaria a través de un proceso de destilación discontinua o batch, partiendo de una determinada mezcla de aceites de fusel. El proceso se diseña con capacidad para destilar anualmente 50.000 litros de aceites de fusel por cargas.

Dado que la composición de los aceites de fusel puede ser muy variada, los cálculos realizados en el diseño del proceso se han efectuado seleccionando como materia prima una mezcla de aceites de fusel de composición característica. No obstante, la unidad proyectada se plantea de forma general para procesar cualquier otro tipo de aceite de fusel de composición diferente a la empleada en el diseño de la misma.

En este proyecto se presenta toda aquella información y datos que constituyen la ingeniería básica necesaria para la ejecución y puesta en marcha del proceso diseñado, así como una estimación aproximada de la inversión inicial necesaria y de los costes anuales de la operación.



## INDICE

Nº Pág

### I- Memoria

#### CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

<b>1- ACEITES DE FUSEL</b> .....	1
<b>2- MATERIA PRIMA</b> .....	2
<b>2.1. Descripción de la mezcla inicial</b> .....	2
<b>2.2. Propiedades de los componentes</b> .....	3
<b>2.3. Descripción de los componentes de interés</b> .....	4
2.3.1. Alcohol Isobutílico.....	4
2.3.2. Alcoholes Amílicos.....	4
<b>2.4. Fracciones másicas, volumétricas y molares iniciales</b> .....	5
<b>2.5. Densidad media inicial</b> .....	5
<b>2.6. Peso molecular medio inicial</b> .....	5
<b>3- OBJETIVO</b> .....	6
<b>4- PRODUCTOS</b> .....	7
<b>4.1. Fracciones</b> .....	7
4.1.1. 1ª Fracción.....	9
4.1.2. 2ª Fracción.....	10
4.1.3. 3ª Fracción.....	10
<b>4.2. Interés comercial</b> .....	11
<b>5- DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS</b> .....	13
<b>5.1. Columna de relleno (V-101)</b> .....	14
<b>5.2. Tanque de alimentación encamisado (E-101)</b> .....	15
<b>5.3. Condensador total (E-102)</b> .....	18
<b>5.4. Acumulador de reflujo (V-102)</b> .....	20
<b>6 - DESCRIPCIÓN DE LA OPERACIÓN</b> .....	21
<b>7 – DISTRIBUCIÓN EN PLANTA</b> .....	22

#### CAPÍTULO 2: DISEÑO DE LA COLUMNA

<b>1- ESTUDIO DE LA SEPARACIÓN</b> .....	23
<b>1.1. 1<sup>er</sup> FRACCIONAMIENTO</b> .....	23

1.1.1. Número de etapas teóricas.....	23
<i>1.1.1.1. Separación .....</i>	<i>23</i>
<i>1.1.1.2. Temperaturas.....</i>	<i>25</i>
<i>1.1.1.3. Volatilidades relativas.....</i>	<i>26</i>
<i>1.1.1.4. Número de etapas mínimo.....</i>	<i>27</i>
<i>1.1.1.5. Calor específico medio a presión constante.....</i>	<i>27</i>
<i>1.1.1.6. Calor latente medio de vaporización.....</i>	<i>27</i>
<i>1.1.1.7. Condición de alimentación.....</i>	<i>27</i>
<i>1.1.1.8. Relación de reflujo mínima.....</i>	<i>28</i>
<i>1.1.1.9. Relación de reflujo.....</i>	<i>28</i>
1.1.2. Densidad y peso molecular medios.....	28
1.1.3. Flujo de vaporización.....	29
1.1.4. Tiempo de operación.....	29
1.1.5. Resultados finales primer fraccionamiento.....	30
<b>1.2. 2º FRACCIONAMIENTO.....</b>	<b>33</b>
1.2.1. Número de etapas teóricas.....	33
<i>1.2.1.1. Separación .....</i>	<i>33</i>
<i>1.2.1.2. Temperaturas.....</i>	<i>35</i>
<i>1.2.1.3. Volatilidades relativas.....</i>	<i>36</i>
<i>1.2.1.4. Número de etapas mínimo.....</i>	<i>37</i>
<i>1.2.1.5. Calor específico medio a presión constante.....</i>	<i>37</i>
<i>1.2.1.6. Calor latente medio de vaporización.....</i>	<i>37</i>
<i>1.2.1.7. Condición de alimentación.....</i>	<i>37</i>
<i>1.2.1.8. Relación de reflujo mínima.....</i>	<i>38</i>
<i>1.2.1.9. Relación de reflujo.....</i>	<i>38</i>
1.2.2. Densidad y peso molecular medios.....	38
1.2.3. Flujo de vaporización.....	39
1.2.4. Tiempo de operación.....	39
1.2.5. Resultados finales segundo fraccionamiento.....	39
<b>2- TIEMPO TOTAL DE OPERACIÓN.....</b>	<b>42</b>
<b>3- SIMULACIÓN DEL PROCESO .....</b>	<b>42</b>
<b>3.1. 1º Fraccionamiento .....</b>	<b>43</b>
3.1.1. Resultados simulador.....	43

3.1.1.1. <i>Tiempo de operación</i> .....	43
3.1.1.2. <i>Resultados cabezas y colas</i> .....	43
3.1.1.3. <i>Resultados etapas</i> .....	44
3.1.2. <i>Contraste de resultados</i> .....	44
<b>3.2. 2º Fraccionamiento</b> .....	44
3.2.1. <i>Resultados simulador</i> .....	44
3.2.1.1. <i>Tiempo de operación</i> .....	44
3.2.1.2. <i>Resultados cabezas y colas</i> .....	45
3.2.1.3. <i>Resultados etapas</i> .....	45
3.2.2. <i>Contraste de resultados</i> .....	46
<b>4- DIMENSIONAMIENTO</b> .....	46
<b>4.1. Densidad media gas</b> .....	47
<b>4.2. Caudal volumétrico gas</b> .....	47
<b>4.3. Velocidad superficial del gas, Diámetro columna y factor F' ..</b>	48
<b>4.4. Altura columna y pérdida de carga</b> .....	48
<b>4.5. Altura de plato teórico equivalente</b> .....	49
<b>5- DISEÑO HIDRÁULICO</b> .....	49
<b>5.1. Inundación y pérdida de carga</b> .....	50
<b>6- DISPOSITIVOS INTERNOS</b> .....	50
<b>6.1. Distribuidores de líquido</b> .....	50
<b>6.2. Placas de soporte</b> .....	51
<b>6.3. Colectores de líquido</b> .....	52
<b>7- DISEÑO MECÁNICO</b> .....	52
<b>7.1. Datos básicos</b> .....	52
7.1.1. <i>Presión de diseño</i> .....	52
7.1.2. <i>Temperatura de diseño</i> .....	53
7.1.3. <i>Material</i> .....	53
<b>7.2. Carcasa</b> .....	53
7.2.1. <i>Espesor mínimo</i> .....	53
7.2.2. <i>Diámetro externo</i> .....	54
7.2.3. <i>Construcción</i> .....	54
<b>7.3. Fondos</b> .....	54

7.3.1. Espesores.....	55
7.3.2. Dimensiones.....	55
7.3.3. Construcción.....	55
<b>7.4. Faldilla.....</b>	<b>55</b>
<b>7.5. Aislamiento.....</b>	<b>56</b>
<b>7.6. Prueba hidráulica.....</b>	<b>57</b>
7.6.1. Presión de prueba inicial.....	57
7.6.2. Presión de prueba periódica.....	57

## **CAPÍTULO 3: DISEÑO DE EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO**

<b>1 – ACUMULADOR DE REFLUJO.....</b>	<b>58</b>
1.1. Capacidad.....	58
1.2. Dimensionamiento.....	58
1.3. Diseño mecánico.....	58
1.3.1. Datos básicos.....	58
1.3.1.1. <i>Presión de diseño</i> .....	58
1.3.1.2. <i>Temperatura de diseño</i> .....	59
1.3.1.3. <i>Material</i> .....	59
1.3.2. Carcasa.....	59
1.3.2.1. <i>Espesor mínimo</i> .....	59
1.3.2.2. <i>Diámetro externo</i> .....	60
1.3.2.3. <i>Construcción</i> .....	60
1.3.3. Fondos.....	60
1.3.3.1. <i>Espesores</i> .....	60
1.3.3.2. <i>Dimensiones</i> .....	61
1.3.3.3. <i>Construcción</i> .....	61
1.3.4. Faldilla.....	61
1.3.5. Prueba hidráulica.....	61
1.3.5.1. <i>Presión de prueba inicial</i> .....	62
1.3.5.2. <i>Presión de prueba periódica</i> .....	62
<b>2 – DEPÓSITO DE DESTILADO.....</b>	<b>62</b>

## **CAPÍTULO 4: DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR**

<b>1- TANQUE ALIMENTACIÓN ENCAMISADO</b> .....	64
<b>1.1. Dimensiones</b> .....	64
1.1.1. Tanque.....	64
1.1.1.1. Fondos.....	65
1.1.2. Camisa.....	65
<b>1.2. Fluido calefactor</b> .....	66
<b>1.3. Transmisión de calor</b> .....	66
1.3.1. Calor intercambiado.....	66
1.3.2. Coeficiente global de transmisión de calor.....	67
1.3.3. Área de intercambio.....	67
1.3.4. Flujo de calor por unidad de área.....	67
1.3.4.1. 1 <sup>er</sup> Fraccionamiento .....	68
1.3.4.2. Temperatura de salida fluido caliente.....	68
1.3.4.3. 2 <sup>o</sup> Fraccionamiento .....	69
1.3.5. Resumen resultados.....	69
<b>1.4. Diseño mecánico</b> .....	70
1.4.1. Datos básicos.....	71
1.4.1.1. Presión de diseño.....	71
1.4.1.2. Temperatura de diseño.....	71
1.4.1.3. Material.....	72
1.4.2. Carcasa.....	72
1.4.2.1. Espesor.....	72
1.4.2.2. Diámetro externo.....	72
1.4.2.3. Construcción.....	72
1.4.3. Fondos.....	73
1.4.3.1. Espesores.....	73
1.4.3.2. Construcción.....	73
1.4.4. Faldilla.....	73
1.4.5. Camisa.....	74
1.4.5.1. Espesor.....	74
1.4.5.2. Diámetro externo.....	75

1.4.6. Unión camisa-tanque .....	75
1.4.7. Aislamiento.....	75
1.4.8. Prueba hidráulica.....	76
1.4.8.1. Presión de prueba inicial.....	76
1.4.8.2. Presión de prueba periódica.....	77
<b>2- CONDENSADOR.....</b>	<b>77</b>
<b>2.1. Tipo.....</b>	<b>77</b>
<b>2.2. Fluido refrigerante.....</b>	<b>77</b>
<b>2.3. Transmisión de calor.....</b>	<b>78</b>
2.3.1. Calor intercambiado.....	78
2.3.2. Coeficiente global de transmisión de calor.....	78
2.3.3. Área de intercambio.....	79
2.3.3.1. Temperatura salida fluido caliente.....	79
2.3.3.2. Temperatura media logarítmica.....	79
2.3.3.3. Factor de corrección.....	80
2.3.3.4. Área de intercambio.....	80
2.3.4. Flujo de calor por unidad de área.....	80
<b>2.4. Haz de tubos.....</b>	<b>80</b>
2.4.1. Características .....	80
2.4.1.1. Material.....	80
2.4.1.2. Longitud.....	80
2.4.1.3. Espesor.....	81
2.4.1.4. Diámetro externo.....	81
2.4.2. Disposición.....	81
2.4.3. Distancia entre tubos.....	81
2.4.4. Número de tubos.....	82
<b>2.5. Carcasa.....</b>	<b>82</b>
2.5.1. Tipo.....	82
2.5.2. Material.....	82
2.5.3. Dimensiones.....	83
2.5.3.1. Diámetro interno.....	83
2.5.3.2. Longitud.....	83
2.5.4. Diseño mecánico.....	83

2.5.4.1. Datos básicos.....	83
2.5.4.2. Espesor mínimo.....	83
2.5.5. Diámetro externo.....	84
2.5.6. Pruebas.....	84
<b>2.6. Deflectores.....</b>	<b>84</b>
2.6.1. Espaciamiento.....	85
2.6.2. Número de deflectores.....	85
2.6.3. Tipo.....	85
2.6.4. Altura.....	85
<b>2.7. Cabezales.....</b>	<b>86</b>
2.7.1. Cabezal extremo frontal.....	86
2.7.2. Cabezal extremo posterior.....	86
<b>2.8. Denominación del intercambiador.....</b>	<b>87</b>
<b>2.9. Prueba hidráulica.....</b>	<b>87</b>
2.9.1. Presión de prueba inicial.....	88
2.9.2. Presión de prueba periódica.....	88

## **CAPÍTULO 5: DISEÑO DE TUBERÍAS**

---

<b>1.- MATERIALES.....</b>	<b>89</b>
<b>2.- DIÁMETROS NOMINALES.....</b>	<b>90</b>
<b>3.- ESPESORES.....</b>	<b>91</b>
<b>4.- LONGITUDES.....</b>	<b>92</b>
<b>5.- UNIONES.....</b>	<b>92</b>
<b>6.- AISLAMIENTO.....</b>	<b>93</b>
<b>7.- PRUEBAS.....</b>	<b>93</b>

## **CAPÍTULO 6 : INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL**

---

<b>1- CONTROL DE LA RELACIÓN DE REFLUJO.....</b>	<b>94</b>
<b>2- INSTRUMENTACIÓN.....</b>	<b>96</b>
2.1. Medición.....	96
2.1.1. Temperatura.....	96
2.1.2. Caudal.....	97
2.2. Regulación.....	97
2.2.1. Caudal.....	97

2.2.2. Presión.....	98
<b>CAPITULO 7: ACCESORIOS</b>	
1- ACCESORIOS.....	99
<b>CAPÍTULO 8 : SEGURIDAD Y MEDIO AMBIENTE</b>	
1- INTRODUCCIÓN.....	100
2- SEGURIDAD EN EL DISEÑO.....	100
3- SEGURIDAD EN EL PROCESO.....	101
4- SEGURIDAD EN EL PRODUCTO.....	105
4.1. Fichas de datos de seguridad.....	105
4.1.1. Etanol.....	107
4.1.2. Isobutanol.....	110
4.1.3. Alcoholes Amílicos.....	113
5- CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES.....	117
<b>CAPÍTULO 9: PRESUPUESTO</b>	
1- INMOVILIZADO PRINCIPAL.....	118
2- COSTES DE OPERACIÓN.....	118
<b>II- Anexo de Cálculo</b>	
<b>CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN</b>	
1- INTRODUCCIÓN AL CÁLCULO.....	119
1.1. Descripción de la mezcla inicial.....	119
1.2. Propiedades de los componentes.....	119
2- FRACCIONES MÁNICAS, VOLUMÉTRICAS Y MOLARES INICIALES.....	120
3- DENSIDAD MEDIA INICIAL.....	120
4-PESO MOLECULAR MEDIO INICIAL.....	121
5- PRESIONES DE VAPOR.....	121
<b>CAPÍTULO 2: DISEÑO DE LA COLUMNA</b>	
1- ESTUDIO DE LA SEPARACIÓN.....	123
1.1. 1 <sup>er</sup> fraccionamiento .....	123
1.1.1. Número de etapas teóricas.....	123



1.1.1.1. Cálculo de $N_{min}$ y $x_{i,D}$ .....	124
1.1.1.2. Cálculo de $R_{min}$ y $R$ .....	135
1.1.1.3. Cálculo de $N$ .....	142
1.1.2. Densidad y Peso molecular medio.....	143
1.1.3. Flujo de vaporización.....	145
1.1.4. Tiempo de operación.....	147
1.1.5. Resultados finales primer fraccionamiento.....	148
<b>1.2. 2° fraccionamiento</b> .....	150
1.2.1. Número de etapas teóricas.....	150
1.2.1.1. Cálculo de $N_{min}$ y $x_{i,D}$ .....	151
1.2.1.2. Cálculo de $R_{min}$ y $R$ .....	159
1.2.1.3. Cálculo de $N$ .....	164
1.2.2. Densidad y Peso molecular medio.....	167
1.2.3. Flujo de vaporización.....	168
1.2.4. Tiempo de operación.....	169
1.2.5. Resultados finales segundo fraccionamiento.....	170
<b>2- TIEMPO TOTAL DE OPERACIÓN</b> .....	172
<b>3- SIMULACIÓN DEL PROCESO</b> .....	172
<b>3.1. 1<sup>er</sup> fraccionamiento</b> .....	173
3.1.1. Inputs.....	173
3.1.1.1. Parámetros de entrada.....	173
3.1.1.2. Valor stop.....	174
3.1.2. Outputs.....	175
3.1.2.1. Tiempo de operación.....	175
3.1.2.2. Resultados cabezas y colas.....	175
3.1.2.3. Resultados etapas.....	178
3.1.3. Contraste de resultados.....	185
3.1.3.1. Temperaturas.....	186
3.1.3.2. Cabezas.....	186
3.1.3.3. Colas.....	187
<b>3.2. 2° FRACCIONAMIENTO</b> .....	188
3.2.1. Inputs.....	188

3.2.1.1. <i>Parámetros de entrada</i> .....	188
3.2.1.2. <i>Valor stop</i> .....	189
3.2.2. <i>Outputs</i> .....	190
3.2.2.1. <i>Tiempo de operación</i> .....	190
3.2.2.2. <i>Resultados cabezas y colas</i> .....	190
3.2.2.3. <i>Resultados etapas</i> .....	192
3.2.3. <i>Contraste de resultados</i> .....	199
3.2.3.1. <i>Temperaturas</i> .....	200
3.2.3.2. <i>Cabezas</i> .....	201
3.2.3.3. <i>Colas</i> .....	202
<b>4- DIMENSIONAMIENTO</b> .....	203
<b>4.1. Procedimiento</b> .....	204
4.1.1. <i>Densidad media del gas</i> .....	205
4.1.2. <i>Caudal volumétrico medio del gas</i> .....	208
4.1.3. <i>Velocidad superficial del gas, Diámetro columna, factor F'</i>	209
4.1.4. <i>Altura columna y pérdida de carga</i> .....	212
4.1.4.1. <i>Carga específica de líquido</i> .....	214
4.1.5. <i>Altura de plato teórico equivalente</i> .....	218
<b>5- DISEÑO HIDRÁULICO</b> .....	218
<b>5.1. Inundación y pérdida de carga</b> .....	218
5.1.1. <i>Cálculo de la ordenada (y)</i> .....	220
5.1.1.1. <i>Coefficiente <math>C_s</math></i> .....	220
5.1.1.2. <i>Factor de relleno</i> .....	221
5.1.1.3. <i>Viscosidad cinemática del líquido</i> .....	221
5.1.2. <i>Cálculo de la abcisa (x)</i> .....	225
5.1.2.1. <i>Densidades del líquido y del vapor</i> .....	225
5.1.2.2. <i>Relación de reflujo interna</i> .....	225
5.1.3. <i>Cálculo de la pérdida de carga</i> .....	226
5.1.4. <i>Inundación</i> .....	226
<b>6- DISPOSITIVOS INTERNOS</b> .....	227
<b>6.1. Distribuidores de líquido</b> .....	227
<b>6.2. Placas de soporte</b> .....	228

<b>6.3. Colectores de líquido</b> .....	229
	230
<b>7- DISEÑO MECÁNICO</b> .....	
<b>7.1. Datos básicos</b> .....	230
7.1.1. Presión de diseño.....	230
7.1.2. Temperatura de diseño.....	230
7.1.3. Material.....	231
<b>7.2. Carcasa</b> .....	231
7.2.1. Espesor mínimo.....	232
7.2.1.1. <i>Esfuerzo circunferencial</i> .....	232
7.2.1.2. <i>Esfuerzo longitudinal</i> .....	233
7.2.2. Diámetro externo.....	234
7.2.3. Construcción.....	234
<b>7.3. Fondos</b> .....	234
7.3.1. Espesores.....	235
7.3.2. Dimensiones.....	236
7.3.3. Construcción.....	237
<b>7.4. Faldilla</b> .....	237
<b>7.5. Aislamiento</b> .....	238
<b>7.6. Prueba hidráulica</b> .....	240
7.6.1. Presión de prueba inicial.....	241
7.6.2. Presión de prueba periódica.....	242
<b>CAPÍTULO 3: DISEÑO DE EQUIPOS DE</b>	
<b>ALMACENAMIENTO</b>	
<b>1 – ACUMULADOR DE REFLUJO</b> .....	243
<b>1.1. Capacidad</b> .....	243
<b>1.2. Dimensionamiento</b> .....	244
<b>1.3. Diseño mecánico</b> .....	245
1.3.1. Datos básicos.....	246
1.3.1.1. <i>Presión de diseño</i> .....	246
1.3.1.2. <i>Temperatura de diseño</i> .....	246
1.3.1.3. <i>Material</i> .....	247
1.3.2. Carcasa.....	247

1.3.2.1. <i>Espesor mínimo</i> .....	248
1.3.2.2. <i>Diámetro externo</i> .....	250
1.3.2.3. <i>Construcción</i> .....	250
1.3.3. Fondos.....	250
1.3.3.1. <i>Espesores</i> .....	250
1.3.3.2. <i>Dimensiones</i> .....	251
1.3.3.3. <i>Construcción</i> .....	252
1.3.4. Faldilla.....	252
1.3.5. Prueba hidráulica.....	253
1.3.5.1. <i>Presión de prueba inicial</i> .....	254
1.3.5.2. <i>Presión de prueba periódica</i> .....	255
<b>2 – DEPÓSITO DE DESTILADO</b> .....	255

## **CAPÍTULO 4: DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR**

<b>1- TANQUE ALIMENTACIÓN ENCAMISADO</b> .....	258
<b>1.1. Dimensiones</b> .....	258
1.1.1. Tanque.....	258
1.1.1.1. <i>Fondos</i> .....	259
1.1.2. Camisa.....	260
<b>1.2. Fluido calefactor</b> .....	261
<b>1.3. Transmisión de calor</b> .....	262
1.3.1. Calor intercambiado.....	262
1.3.2. Coeficiente global de transmisión de calor.....	267
1.3.3. Área de intercambio.....	267
1.3.4. Flujo de calor por unidad de área.....	268
1.3.4.1. <i>1<sup>er</sup> Fraccionamiento</i> .....	270
1.3.4.2. <i>Temperatura de salida fluido caliente</i> .....	272
1.3.4.3. <i>2<sup>o</sup> Fraccionamiento</i> .....	274
1.3.5. Resumen resultados.....	276
<b>1.4. Diseño mecánico</b> .....	276
1.4.1. Datos básicos.....	277
1.4.1.1. <i>Presión de diseño</i> .....	277
1.4.1.2. <i>Temperatura de diseño</i> .....	278

1.4.1.3. <i>Material</i> .....	279
1.4.2. <i>Carcasa</i> .....	279
1.4.2.1. <i>Espesor</i> .....	280
1.4.2.2. <i>Diámetro externo</i> .....	284
1.4.2.3. <i>Construcción</i> .....	284
1.4.3. <i>Fondos</i> .....	284
1.4.3.1. <i>Espesores</i> .....	285
1.4.3.2. <i>Construcción</i> .....	289
1.4.4. <i>Faldilla</i> .....	289
1.4.5. <i>Camisa</i> .....	291
1.4.5.1. <i>Espesor</i> .....	291
1.4.5.2. <i>Diámetro externo</i> .....	294
1.4.6. <i>Unión camisa-tanque interior</i> .....	295
1.4.7. <i>Aislamiento</i> .....	296
1.4.8. <i>Prueba hidráulica</i> .....	297
1.4.8.1. <i>Presión de prueba inicial</i> .....	297
1.4.8.2. <i>Presión de prueba periódica</i> .....	298
<b>2- CONDENSADOR</b> .....	299
<b>2.1. Tipo</b> .....	299
<b>2.2. Fluido refrigerante</b> .....	299
<b>2.3. Transmisión de calor</b> .....	300
2.3.1. <i>Calor intercambiado</i> .....	300
2.3.2. <i>Coefficiente global de transmisión de calor</i> .....	304
2.3.3. <i>Área de intercambio</i> .....	306
2.3.3.1. <i>Temperatura salida fluido caliente</i> .....	308
2.3.3.2. <i>Temperatura media logarítmica</i> .....	310
2.3.3.3. <i>Factor de corrección</i> .....	311
2.3.3.4. <i>Área de intercambio</i> .....	312
2.3.4. <i>Flujo de calor por unidad de área</i> .....	313
<b>2.4. Haz de tubos</b> .....	313
2.4.1. <i>Características</i> .....	313
2.4.1.1. <i>Material</i> .....	313
2.4.1.2. <i>Longitud</i> .....	314

2.4.1.3. <i>Espesor</i> .....	314
2.4.1.4. <i>Diámetro externo</i> .....	314
2.4.2. <i>Disposición</i> .....	315
2.4.3. <i>Distancia entre tubos</i> .....	315
2.4.4. <i>Número de tubos</i> .....	316
<b>2.5. Carcasa</b> .....	317
2.5.1. <i>Tipo</i> .....	317
2.5.2. <i>Material</i> .....	319
2.5.3. <i>Dimensiones</i> .....	319
2.5.3.1. <i>Diámetro interno</i> .....	319
2.5.3.2. <i>Longitud</i> .....	319
2.5.4. <i>Diseño mecánico</i> .....	319
2.5.4.1. <i>Datos básicos</i> .....	319
2.5.4.2. <i>Espesor mínimo</i> .....	321
2.5.5. <i>Diámetro externo</i> .....	323
2.5.6. <i>Pruebas</i> .....	324
<b>2.6. Deflectores</b> .....	324
2.6.1. <i>Espaciamiento entre deflectores</i> .....	324
2.6.2. <i>Número de deflectores</i> .....	325
2.6.3. <i>Tipo</i> .....	325
2.6.4. <i>Altura</i> .....	326
<b>2.7. Cabezales</b> .....	326
2.7.1. <i>Cabezal extremo frontal</i> .....	326
2.7.2. <i>Cabezal posterior</i> .....	327
<b>2.8. Denominación del intercambiador</b> .....	328
<b>2.9. Prueba hidráulica</b> .....	329
2.9.1. <i>Presión de prueba inicial</i> .....	329
2.9.2. <i>Presión de prueba periódica</i> .....	330

## **CAPÍTULO 5: DISEÑO DE TUBERÍAS**

---

<b>1.- MATERIALES</b> .....	332
<b>2.- DIÁMETROS NOMINALES</b> .....	332
<b>2.1. Tubería E-101/V-101</b> .....	334
<b>2.2. Tubería V-101/E-101</b> .....	338

2.3. Tubería V-101/E-102 .....	339
2.4. Tubería E-102/V-102.....	340
2.5. Tubería V-102/T.....	342
2.6. Tubería T/V-101.....	342
2.7. Tubería T/DD.....	342
3.- ESPESORES.....	344
3.1. Espesores mínimos.....	346
3.2. Espesores comerciales.....	346
4.- LONGITUDES.....	348
5.- AISLAMIENTO.....	348
6.- PRUEBAS.....	350
SIMBOLOGÍA.....	353

### **III. Presupuesto**

1- INTRODUCCIÓN.....	356
2- INMOVILIZADO ELEMENTOS PRINCIPALES.....	356
2.1. Columna de relleno.....	359
2.2. Tanque de alimentación encamisado.....	360
2.2.1. Tanque interior.....	361
2.2.2. Camisa.....	362
2.3. Condensador de cabeza.....	364
2.4. Acumulador de reflujo.....	365
2.5. Depósito de destilado.....	366
3- INMOVILIZADO PRINCIPAL.....	367
4- COSTE DE OPERACIÓN.....	367

### **IV. Pliego de Condiciones**

1- DISPOSICIONES GENERALES.....	370
1.1. Objeto del pliego.....	370
1.2. Obras necesarias no especificadas.....	370
1.3. Documentos.....	370
1.4. Contradicciones.....	370
2- CONDICIONES FACULTATIVAS.....	371
2.1. Dirección facultativa.....	371

---

<b>2.2. Obligaciones del contratista.....</b>	<b>371</b>
<b>2.3. Garantía de cumplimiento.....</b>	<b>372</b>
<b>2.4. Plazo de comienzo y de ejecución.....</b>	<b>372</b>
<b>2.5. Medición definitiva de los trabajos.....</b>	<b>373</b>
<b>2.6. Plazo de garantía.....</b>	<b>373</b>
<b>3- CONDICIONES ECONÓMICAS.....</b>	<b>373</b>
<b>3.1. Gastos de carácter general por cuenta del contratista.....</b>	<b>373</b>
<b>3.2. Gastos de carácter general por cuenta de la empresa.....</b>	<b>374</b>
<b>3.3. Fianza.....</b>	<b>374</b>
<b>3.4. Gastos e impuestos.....</b>	<b>374</b>
<b>3.5. Seguros.....</b>	<b>374</b>
<b>4- CONDICIONES LEGALES.....</b>	<b>375</b>
<b>4.1. Normativa general de aplicación.....</b>	<b>375</b>
<b>4.2. Concurso.....</b>	<b>376</b>
<b>4.3. Adjudicación.....</b>	<b>376</b>
<b>4.4. Permisos a obtener por la empresa.....</b>	<b>376</b>
<b>4.5. Contrato.....</b>	<b>377</b>
<b>4.6. Régimen de intervención.....</b>	<b>378</b>
<b>4.7. Rescisión del contrato.....</b>	<b>378</b>
<b>5- CONDICIONES TÉCNICAS.....</b>	<b>379</b>
<b>5.1. Forma general de ejecutar los trabajos.....</b>	<b>379</b>
<b>5.2. Mano de obra.....</b>	<b>379</b>
<b>5.3. Pruebas y puesta en marcha.....</b>	<b>379</b>
<b>5.4. Condiciones para los materiales.....</b>	<b>379</b>
<b>5.5. Condiciones para los equipos.....</b>	<b>379</b>
5.5.1. Condiciones para la columna.....	379
5.5.2. Condiciones para el tanque encamisado.....	380
5.5.3. Condiciones para el condensador.....	380
5.5.4. Condiciones para el acumulador.....	380
<b>5.6. Condiciones para las tuberías.....</b>	<b>381</b>
5.6.1. Condiciones generales.....	381
5.6.2. Condiciones para los accesorios.....	381
<b>5.7. Condiciones para la instrumentación.....</b>	<b>381</b>
<b>5.8 Condiciones para el aislamiento.....</b>	<b>382</b>



**V. Planos**

<b>1- ÍNDICE DE PLANOS.....</b>	<b>383</b>
---------------------------------	------------

## **CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN**

---

### **1- ACEITES DE FUSEL**

Los aceites de fusel, también conocidos como alcoholes superiores o alcoholes amílicos, se originan como subproducto en la elaboración del etanol por fermentación.

La fermentación alcohólica se produce de forma natural a partir de diversos frutos, cereales y tubérculos que contienen algún tipo de azúcar o almidón. Desde la antigüedad el alcohol etílico o etanol, se ha obtenido por esta fermentación de azúcares donde el almidón de la patata, del maíz y de otros cereales constituyen la principal fuente de materia prima. A partir de estos materiales, tras la fermentación de los mismos, se obtiene un producto final con un mayor o menor contenido en etanol, que posteriormente se somete a un proceso de destilación para su enriquecimiento en alcohol. Todas las bebidas alcohólicas y casi la mitad del etanol industrial aún se fabrican mediante este proceso.

Durante el desarrollo de las fermentaciones alcohólicas, además de la producción de etanol se genera una pequeña fracción de otros componentes que forman una mezcla compleja constituida principalmente por alcoholes superiores y en menor medida por ácidos y ésteres derivados de los alcoholes más abundantes, que contribuyen al sabor y olor característicos del producto final, pero que en grandes concentraciones pueden ser tóxicos.

Estos productos, constituyentes de la solución acuosa obtenida del fermentador, se presentan en proporciones muy variables y dependientes de diversos factores, tales como: la naturaleza y composición de la materia prima utilizada para la fermentación, las condiciones en las que ésta se ha desarrollado (aireación, agitación, etc..) y el tipo de microorganismo actuante.

La composición de los aceites de fusel puede ser muy variada, conteniendo fundamentalmente los siguientes alcoholes, cuyas cantidades vienen expresadas en porcentajes en peso: 3-metil-1-butanol y 2-metil-1-butanol (alcoholes amílicos) mayoritariamente, entre un 35-55 %, 2-metilpropanol (alcohol isobutílico) en un

15-25 %, 1-propanol en un 3-15 % y menores cantidades de otros alcoholes, ésteres y aldehídos, así como restos de agua y etanol.

El 3-metil-1-butanol (alcohol isoamílico) y el 2-metil-1-butanol (alcohol amílico) son dos isómeros que se presentan de forma natural en la proporción 3:1 respectivamente, y a cuya mezcla se le denomina corrientemente *alcoholes amílicos*.

El interés de la mezcla de alcoholes superiores obtenidos como producto secundario en la fermentación alcohólica, no reside en su empleo como tal. La riqueza de estos aceites de fusel está en obtener diferentes fracciones alcohólicas, que se utilizarán de forma independiente en diversas aplicaciones industriales. Esta separación se consigue sometiendo a la mezcla de alcoholes a una destilación fraccionada.

Básicamente las principales aplicaciones de los diferentes alcoholes las podemos encontrar en la industria alimentaria, en la cual se utilizan para proporcionar sabores y olores naturales a distintos productos. Asimismo, tienen amplias aplicaciones en el sector de los perfumes, barnices, esencias y explosivos, al igual que en las industrias química y farmacéutica.

## **2- MATERIA PRIMA**

### **2.1. Descripción de la mezcla inicial**

La solución de partida de aceites de fusel que se ha utilizado para la elaboración del presente proyecto, ha sido obtenida como subproducto en la elaboración de whisky a partir de la fermentación alcohólica de malta.

Está constituida principalmente por los alcoholes amílicos (2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol), agua, alcohol isobutílico o isobutanol, y restos de etanol.

La formulación química de los mismos se muestra en la siguiente tabla:

<b>COMPONENTES</b>	
<b>ETANOL</b>	$\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{OH} / \text{C}_2\text{H}_6\text{O}$
<b>AGUA</b>	$\text{H}_2\text{O}$
<b>ISOBUTANOL</b>	$(\text{CH}_3)_2\text{CH-CH}_2\text{OH} / \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$
<b>2-METIL-1-BUTANOL</b>	$\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{OH} / \text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$
<b>3-METIL-1-BUTANOL</b>	$\text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{OH} / \text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$

Tabla I. 1

La carga inicial que va a ser destilada es de 1800 L (F) de dicha disolución, con la siguiente composición y porcentajes en peso:

Alimentación (F): 1800 L		
<b>COMPONENTES</b>	<b>COMPOSICIÓN INICIAL (g/L)</b>	<b>% (p/p)</b>
1- <i>ETANOL</i>	47	5,6
2- <i>AGUA</i>	129	15,5
3- <i>ISOBUTANOL</i>	57	6,8
4- <i>2-METIL-1-BUTANOL</i>	150	18
5- <i>3-METIL-1-BUTANOL</i>	450	54

Tabla I. 2

## 2.2. Propiedades de los componentes

En la siguiente tabla se muestran algunas de las principales propiedades de los componentes tales como, temperatura de ebullición, densidad y peso molecular:

<b>COMPONENTES</b>	<b>T<sub>eb</sub> (°C)</b>	<b>ρ<sub>i</sub> (g/ml)</b>	<b>P<sub>mi</sub> (Kg/Kmol)</b>
<i>1- ETANOL</i>	78,35	0,789	46,069
<i>2- AGUA</i>	100,05	0,998	18,015
<i>3- ISOBUTANOL</i>	107,85	0,802	74,123
<i>4- 2-METIL-1-BUTANOL</i>	128,75	0,819	88,15
<i>5- 3-METIL-1-BUTANOL</i>	131,25	0,81	88,15

Tabla I. 3

## 2.3. Descripción de los componentes de interés

En este apartado se describirán brevemente los tres alcoholes de interés que componen el aceite de fusel inicial: el alcohol isobutílico y los dos alcoholes amílicos (2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol). Estos últimos serán descritos conjuntamente por tener características similares.

### 2.3.1.- Alcohol isobutílico

El alcohol isobutílico se denomina también *isobutanol* y *2-metilpropanol*. Sus características principales son:

- ✓ Líquido incoloro a temperatura ambiente
- ✓ Moderadamente soluble en agua y miscible en la mayoría de las soluciones orgánicas
- ✓ Olor dulce y desagradable
- ✓ Inflamable

En la naturaleza puede encontrarse principalmente en los aceites esenciales de cítricos, té y eucalipto, y en los aromas de la manzana y la grosella. Asimismo, está presente entre los constituyentes volátiles del ron y formando parte de los aceites de fusel procedentes de la remolacha y la patata.

### 2.3.2.- Alcoholes amílicos

Corrientemente se conoce con el nombre de alcoholes amílicos a la mezcla formada por los isómeros 3-metil-1-butanol y 2-metil-1-butanol que se presentan en la naturaleza en la proporción 3:1 respectivamente.

Al 3-metil-1-butanol se le conoce también como *alcohol isoamílico* o *isopentanol*, y al 2-metil-1-butanol se le denomina también *alcohol amílico*. Sus características principales son:

- ✓ Líquidos incoloros a temperatura ambiente
- ✓ Solubles en agua y en la mayoría de las soluciones orgánicas
- ✓ Olor acre característico y desagradable gusto
- ✓ Tóxicos e inflamables

Estos alcoholes constituyen la mayor parte de los aceites de fusel, estando presentes también entre los constituyentes de aceites de camomila y aceites esenciales de pimienta, cítricos, té, geranio, eucalipto y otros vegetales, así como en los aromas de la fresa y la frambuesa y en el ron.

## 2.4. Fracciones másicas, volumétricas y molares iniciales

Las distintas fracciones másicas, molares y volumétricas de los componentes en la mezcla inicial, han sido calculadas en el anexo de cálculo y se recogen en la siguiente tabla:

COMPONENTES	X MOLAR	X MÁSCICA	X VOLUM
<i>1- ETANOL</i>	0,0647	0,0564	0,0596
<i>2- AGUA</i>	0,4544	0,1548	0,1294
<i>3- ISOBUTANOL</i>	0,0488	0,0684	0,0711
<i>4- 2-METIL-1-BUTANOL</i>	0,1079	0,1800	0,1834
<i>5- 3-METIL-1-BUTANOL</i>	0,3239	0,5402	0,5563
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>1</b>

Tabla I. 4

## 2.5. Densidad media inicial

La densidad media de la mezcla de aceites de fusel es de:

$$\bar{\rho}_F = 0,8946 \text{ g/ml}$$

De ahora en adelante, el subíndice  $F$  del término inglés *Feed* (alimentación), se utilizará para referirse a la mezcla inicial o alimentación.

## 2.6. Peso molecular medio inicial

El peso molecular medio de la alimentación es de:

$$P_{mF} = 52,867 \text{ Kg/Kmol}$$

### 3- OBJETIVO

Partiendo de la mezcla inicial a destilar, los productos que interesa recuperar desde el punto de vista comercial y económico son por un lado el isobutanol o alcohol isobutílico, y por otro lado la mezcla de alcoholes amílicos (amílico e isoamílico). Es decir, el objetivo hacia el cual está enfocada la destilación de la mezcla es obtener un producto lo más rico posible en isobutanol y un producto lo más rico posible en los dos alcoholes amílicos.

#### **OBJETIVO**

- ▀ Producto rico en **ISOBUTANOL** (1° Producto Interés)
- ▀ Producto rico en los dos **ALCOHOLES AMÍLICOS** (2° Producto Interés)

La ESTRATEGIA que se sigue para alcanzar este propósito es la obtención de tres fracciones alcohólicas distintas de la manera siguiente:

- 1°- En una primera fase de fraccionamiento, separar por cabezas todo el agua y etanol presentes en la mezcla inicial, por ser los dos componentes más volátiles. Esta fracción no posee interés para el propósito que compete a este proyecto, y a estos efectos será considerado como un subproducto.
- 2°- A continuación se somete el producto de colas generado en el primer fraccionamiento a una nueva destilación (2° fraccionamiento), en la que por cabezas se separará prácticamente todo el isobutanol inicial, obteniendo así una fracción lo más rica posible en isobutanol (primer producto de interés).
- 3°- De este segundo fraccionamiento se obtiene también el segundo producto de interés, formado por los dos alcoholes amílicos (2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol) los cuales quedan prácticamente en su totalidad como producto de colas.

En definitiva, el proceso que se diseña tiene como finalidad la obtención de tres fracciones alcohólicas, de las cuales solo dos de ellas son de interés en este proyecto, a través de un proceso de destilación discontinua o batch partiendo de una determinada mezcla inicial de aceites de fusel.

Esquemáticamente se puede representar de la siguiente forma:

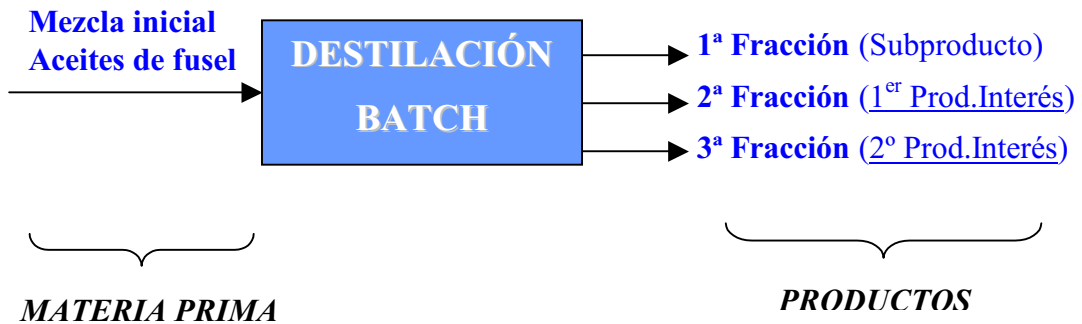


Fig.I.1.

La capacidad para la cual se proyecta el proceso, es la de destilar anualmente 50000 L de aceites de fusel .

## 4- PRODUCTOS

### 4.1. Fracciones

Por orden creciente en cuanto a temperatura de ebullición, se tiene en primer lugar al etanol, seguido del agua, isobutanol, y los dos alcoholes amílicos (2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol), tal y como se puede observar en la tabla I.3.

Teniendo en cuenta esto, al someter la mezcla a destilación batch (rectificación) los primeros productos que se obtienen por cabezas serán aquellos de menor punto de ebullición, esto es el etanol seguido del agua. Este primer producto obtenido por cabezas de la columna, constituye lo que se denomina *primera fracción*. La finalidad de esta primera separación o primer fraccionamiento no es más que la de separar estos dos componentes que no representan interés para el objetivo correspondiente a este proyecto, y por tanto se considera un subproducto del proceso.



Una vez separados el agua y el etanol de los otros tres componentes, el objetivo es el de separar el isobutanol de los dos isómeros amílicos y obtener así otras dos fracciones que representarían los productos de interés para cuya obtención está diseñado el proceso.

El siguiente alcohol más volátil es el isobutanol o alcohol isobutílico, por tanto sometiendo la mezcla restante a una segunda rectificación (segundo fraccionamiento) se obtendría el isobutanol por la zona de cabezas quedando los dos alcoholes amílicos en la zona de colas o calderín.

A la fracción de cabezas en la que se pretende separar prácticamente todo el isobutanol inicial es a lo que se le denomina *segunda fracción*, y a la mezcla de alcoholes amílicos que quedarían prácticamente puros en la zona de colas es a lo que se le llama *tercera fracción*. Estas dos fracciones (2ª y 3ª) representan los dos productos de interés objetos del presente proyecto.

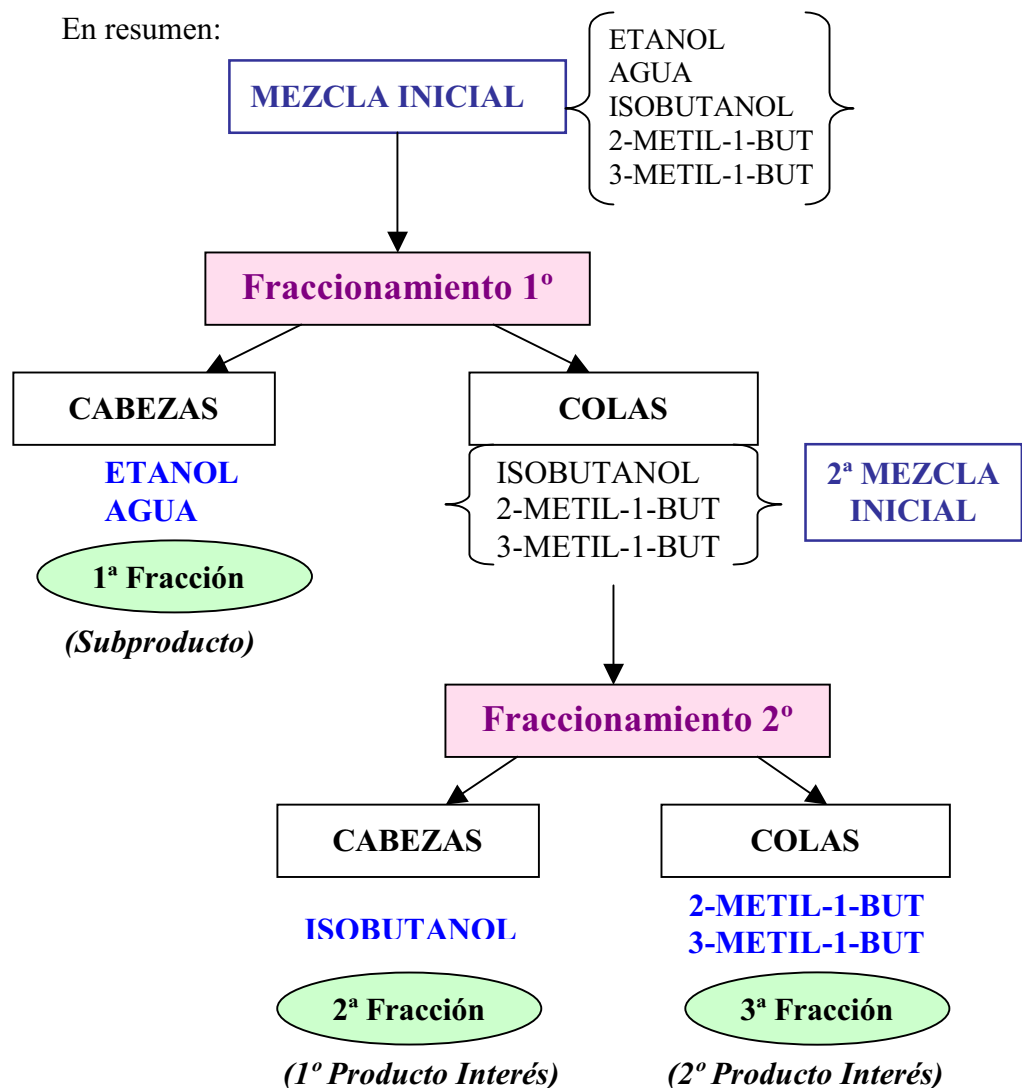


Fig. I.2.

En la mezcla inicial de aceites fusel, el isobutanol o alcohol isobutílico se encuentra en una proporción bastante pequeña respecto al resto de componentes (6,8 % en peso y 4,8 % molar). Debido a ello aunque en la segunda fracción se consiga separar el 100 % del isobutanol que había inicialmente, este no se podrá obtener totalmente puro. Por tanto dependiendo de cuál sea el grado de pureza que se requiera del mismo en función de cuál vaya a ser su aplicación final, tendrá que someterse o no a una nueva separación que tendría lugar en otra unidad distinta a la diseñada en este proyecto y por tanto fuera del alcance del mismo.

#### 4.1.1.- 1ª Fracción

Los resultados que se han obtenido para la primera fracción rica en etanol y agua son los siguientes:

<b>1ª FRACCIÓN</b>			
<b>COMPONENTES</b>	<b>D<sub>i</sub> (Kmol)</b>	<b>x<sub>i,D</sub></b>	<b>% Respecto al inicial</b>
<b>1- ETANOL</b>	1,836	0,1274	100
<b>2- AGUA</b>	12,502	0,8677	97
<b>3- ISOBUTANOL</b>	0,069	0,0048	5
<b>4- 2-METIL-1-BUTANOL</b>	7,3E-10	5,08E-11	0
<b>5- 3-METIL-1-BUTANOL</b>	1,5E-09	1,09E-10	0
<b>TOTAL</b>	<b>14,408</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 5

Donde:

- $D_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en el destilado
- $x_{i,D}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en el destilado ( $D$ )
- % Respecto al inicial = Porcentaje de cada componente en el destilado con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno en la mezcla inicial.

La suma de etanol y agua representan el **99,51 %** de los moles totales de la primera fracción de cabezas (subproducto):

$$12,74 \% + 86,77 \% = 99,51 \%$$

#### 4.1.2.- 2ª Fracción

Los resultados que se han obtenido para la segunda fracción en la que se separa por cabezas prácticamente todo el isobutanol son los siguientes:

<b><u>2ª FRACCIÓN</u></b>			
<b>COMPONENTES</b>	<b>D<sub>i</sub> (Kmol)</b>	<b>x<sub>i,D</sub></b>	<b>% Respecto al inicial 2º</b>
<b>1-</b> ETANOL	5,9E-10	2,5E-10	100
<b>2-</b> AGUA	0,386	0,1645	100
<b>3- ISOBUTANOL</b>	1,315	0,5595	100
<b>4-</b> 2-METIL-1-BUTANOL	0,202	0,0860	6,6
<b>5-</b> 3-METIL-1-BUTANOL	0,446	0,1899	4,86
<b>TOTAL</b>	<b>2,35</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 6

Donde:

- $D_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en el destilado
- $x_{i,D}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en el destilado ( $D$ )
- % Respecto al 2º inicial = Porcentaje de cada componente en el destilado (2ª Fracción) con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno de ellos en la segunda mezcla inicial.

El isobutanol por sí solo representa prácticamente el **56 %** de los moles totales de la segunda fracción de cabezas o primer producto de interés. Es el producto más rico posible en isobutanol que se puede obtener a partir de la materia prima utilizada. Si se quisiera obtener una mayor pureza del mismo habría que someterlo a una nueva separación que tendría lugar en otra unidad distinta a la diseñada en este proyecto y por tanto fuera del alcance del mismo.

#### 4.1.3.- 3ª Fracción

Los resultados que se han obtenido para la tercera fracción rica en 2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol y que se obtiene como producto de colas del segundo fraccionamiento son los siguientes:

<b>3ª FRACCIÓN</b>			
<b>COMPONENTES</b>	<b>B<sub>i</sub> (Kmol)</b>	<b>x<sub>i,B</sub></b>	<b>% Respecto al inicial 2º</b>
<b>1-</b> ETANOL	0	0	0
<b>2-</b> AGUA	6,6E-11	5,7E-12	0
<b>3-</b> ISOBUTANOL	9,7E-08	8,3E-09	0
<b>4-</b> 2-METIL-1-BUTANOL	2,8608	0,2465	93,4
<b>5-</b> 3-METIL-1-BUTANOL	8,7423	0,7534	95,14
<b>TOTAL</b>	<b>11,603</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 7

Donde:

- $B_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en el producto de colas (Bottom)
- $x_{i,B}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en el producto de colas ( $B$ )
- % Respecto al 2º inicial = Porcentaje de cada componente en colas (3ª Fracción) con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno de ellos en la segunda mezcla inicial.

La suma 2-metil-1-butanol (alcohol amílico) y 3-metil-1-butanol (alcohol isoamílico) representan el **99,99 %** de los moles totales de la tercera fracción o 2º producto de interés:

$$24,65 \% + 75,34 \% = 99,99 \%$$

Se puede decir entonces que los alcoholes amílicos se obtienen totalmente puros en la zona de colas tras realizar el segundo fraccionamiento, y se observa que se mantiene la proporción natural 3:1.

## 4.2. Interés comercial

Las principales ventajas desde el punto de vista económico que hacen interesantes a los aceites de fusel, son su rica composición e importante disponibilidad a muy bajo costo.

Estas razones, llevan a considerar los aceites de fusel como una fuente de material crudo de gran interés para la producción de materiales naturales, aplicables principalmente al desarrollo de sabores en la industria alimentaria.

Como subproducto, su aprovechamiento tiene un interesante potencial económico en países con volúmenes de producción de etanol elevados. Actualmente España lidera la producción de etanol en Europa, con una producción anual total de 180.000 toneladas. Esto da una idea de la considerable cantidad de aceites de fusel que resultan anualmente de dicha producción, y que serían aprovechables como materia prima en procesos como el diseñado en el presente proyecto.

Durante el proceso de fraccionamiento del aceite de fusel inicial, se obtienen dos productos principales a los que se ha denominado segunda y tercera fracción, y cuyos constituyentes y composiciones ya han sido comentados en el apartado anterior.

El interés de estos dos productos, uno de ellos rico en isobutanol y el otro constituido por los alcoholes amílicos, reside en la comercialización de los mismos en diferentes sectores industriales. El principal sector hacia el cual van dirigidos en su mayoría este tipo de productos, es el de la industria alimentaria para su empleo como saborizantes y aromatizantes naturales, aunque también pueden destinarse a otros sectores como el de la industria farmacéutica o su empleo en productos tales como barnices, pinturas, disolventes, perfumes...etc.

A modo de ejemplo, a continuación se expone una lista de los principales productos alimenticios para los que se utilizan actualmente tanto el isobutanol como los alcoholes amílicos:

- ☼ *Gelatinas*
- ☼ *Helados*
- ☼ *Caramelos*
- ☼ *Pasteles y Bollería*
- ☼ *Bebidas con / sin alcohol*
- ☼ *Quesos*

✧ *Chicles*

## 5- DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS

El proceso que se diseña para llevar a cabo el fraccionamiento del aceite de fusel inicial, consta de los siguientes equipos:

- *Columna de relleno (V-101)*
- *Tanque de alimentación encamisado (E-101)*
- *Condensador total (E-102)*
- *Acumulador de reflujo (V-102)*

De estos, el diseño de la columna de relleno representa el objetivo primordial de este proyecto, por ser el equipo clave para el proceso de separación. A este respecto, el resto de equipos se consideran secundarios a efectos de diseño.

En la siguiente figura se representan de forma esquemática los distintos equipos que conforman la instalación:

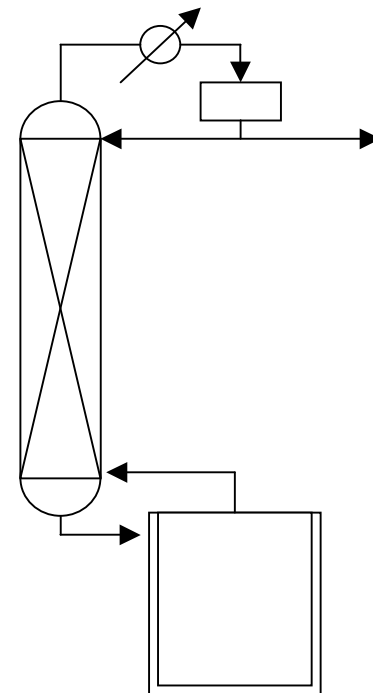


Fig. I.3.

Por otro lado, se incluye en el anexo de cálculo un breve apartado en el que se propone un depósito para recoger el producto destilado a fin de completar el proceso (Capítulo 3, apartado 2). A efectos de diseño, dicho equipo queda fuera del

objetivo y alcance del presente proyecto; simplemente en función de las necesidades particulares del proceso, se selecciona y se propone un depósito adecuado de entre los que se ofrecen en el mercado.

### **5.1. Columna de relleno (V-101)**

La columna de relleno es el equipo principal de la instalación. En ella se lleva a cabo la destilación fraccionada que permitirá la separación de las distintas fracciones alcohólicas.

El modo de operación es *discontinuo* o *batch* o también denominado *por cargas* o *por lotes* y se lleva a cabo a presión atmosférica. Este modo de operación se prefiere al modo continuo cuando la materia prima que hay que procesar no posee siempre la misma composición (no es constante) variando de unos lotes a otros, y cuando los volúmenes con los que se trabaja son pequeños.

En este tipo de operaciones, para una relación de reflujo fija, las composiciones a lo largo de la columna y en el tanque de alimentación varían con el tiempo, no se mantienen constantes como en el caso de las destilaciones continuas. La carga o lote de alimentación se empobrece en el componente más volátil, lo cual también ocurre con el tiempo en el producto destilado. Se diferencian además de las destilaciones en modo continuo, en que únicamente poseen una corriente neta de salida que es la corriente de destilado, y en que no existe zona de agotamiento, solamente existe zona de enriquecimiento o rectificación, razón por la cual la destilación discontinua se conoce también como rectificación a secas.

En el interior de la columna se encuentra el relleno, mediante el cual el vapor y el líquido entran en contacto íntimo, favoreciendo así la transferencia de materia.

Las columnas de relleno o empacadas son más versátiles que las de platos y normalmente de menor tamaño. Estas últimas se suelen utilizar para procesar grandes cantidades de materia prima y en los casos en que siempre se realizan las mismas separaciones. Las columnas de relleno sin embargo trabajan a escala más pequeña, suelen ser de pequeño diámetro (menos de 0,6 metros) y tienen mayor flexibilidad que las anteriores.

De modo general, la columna aquí diseñada está prevista para procesar lotes de aceites de fusel de diverso origen y composición. No obstante, todos los cálculos realizados para el diseño de la misma, se han desarrollado en base a la composición concreta del aceite de fusel que se utiliza como materia prima en este proceso, y que se ha tomado como ejemplo para su diseño.

Las principales características de la columna proyectada se resumen en la siguiente tabla:

<b>COLUMNA DE RELLENO (V-101)</b>	
<b>Características operación</b>	Presión atmosférica Destilación por cargas (batch)
<b>Dimensiones</b>	<i>Altura:</i> 8,46 m <i>Diámetro interno:</i> 0,15 m
<b>Características relleno</b>	<i>Tipo:</i> Relleno estructurado <i>Sulzer BX</i>
<b>Etapas teóricas</b>	44 + 1 Calderín
<b>Presión de diseño</b>	3,5 Kg/cm <sup>2</sup> (3,38 atm)
<b>Temperatura de diseño</b>	151,33 °C (424,48 K)
<b>Carcasa</b>	<i>Material :</i> Acero al Carbono SA-283 Grado C <i>Espesor:</i> 3,30 mm
<b>Fondos o cabezales</b>	<i>Tipo:</i> Toriesféricos Klopper <i>Material:</i> Acero al Carbono SA-283 Grado C <i>Espesor :</i> 3,52 mm
<b>Aislamiento</b>	<i>Material:</i> Lana de vidrio <i>Espesor:</i> 30 mm

Tabla I. 8

## 5.2. Tanque de alimentación encamisado (E-101)

Este equipo externo a la columna hace la función del denominado calderín. La mezcla inicial de aceites de fusel para llevarla a ebullición se introduce en el tanque de alimentación, en el cual mediante un encamisado de vapor se conseguirá aportar el calor necesario para dicho fin.



Una vez que concluya todo el proceso de fraccionamiento, la fracción más pesada compuesta por los dos isómeros amílicos (3ª fracción), queda recogida en este tanque de alimentación como producto de colas.

El fluido calefactor que se utiliza para el aporte de calor a la mezcla, es vapor de agua a una temperatura de entrada de 120°C, y una presión igual a 2 atmósferas.

Esquemáticamente se puede representar:

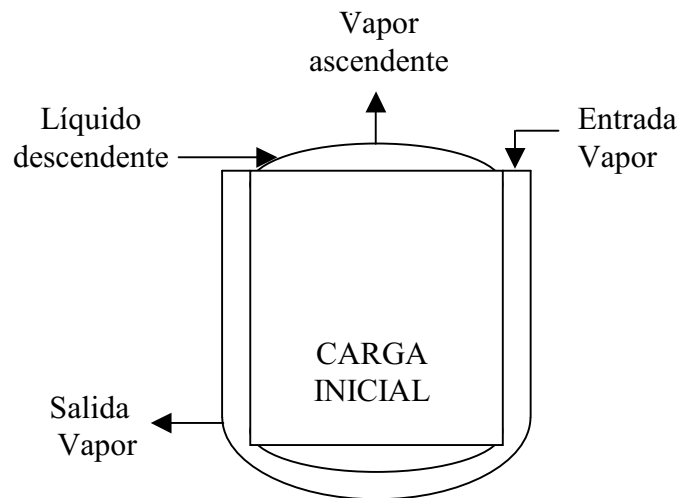


Fig. I.4.

En la tabla de la página siguiente se muestran las principales características del depósito:

<b>TANQUE ALIMENTACIÓN ENCAMISADO (E -101)</b>	
<u>Tanque</u>	
<b>Características operación</b>	Presión atmosférica
<b>Dimensiones</b>	<i>Altura:</i> 1,8 m <i>Diámetro interno:</i> 1,2 m <i>Capacidad:</i> 2 m <sup>3</sup>
<b>Disposición</b>	Vertical
<b>Presión de diseño</b>	<i>Interna:</i> 3,5 Kg/cm <sup>2</sup> (3,38 atm) <i>Externa:</i> 4,06 Kg/cm <sup>2</sup> (3,93 atm)
<b>Temperatura de diseño</b>	151,33 °C (424,48 K)
<b>Fluido calefactor</b>	Vapor <i>Temperatura:</i> 120 °C <i>Presión:</i> 2 atm <i>Caudal:</i> 6000 Kg/h
<b>Carcasa tanque</b>	<i>Material:</i> Acero al Carbono SA-516 Grado 60 <i>Espesor:</i> 8 mm (0,315 in)
<b>Fondos o cabezales</b>	<i>Tipo:</i> Elipsoidales <i>Material:</i> Acero al Carbono SA-516 Grado 60 <i>Espesor fondo superior :</i> 4,05 mm (0,16 in) <i>Espesor fondo inferior:</i> 8 mm (0,315 in)
<u>Camisa</u>	
<b>Características operación</b>	<i>Presión:</i> 2 atm
<b>Dimensiones</b>	<i>Altura:</i> 1,825 m <i>Diámetro interno:</i> 1,33 m
<b>Carcasa</b>	<i>Material :</i> Acero al Carbono SA-516 Grado 60 <i>Espesor:</i> 5,6 mm (0,22 in)
<b>Fondo inferior</b>	<i>Tipo:</i> Elipsoidal <i>Material:</i> Acero al Carbono SA-516 Grado 60 <i>Espesor:</i> 5,6 mm (0,22 in)
<b>Espacio anular camisa-tanque</b>	60 mm
<b>Aislamiento</b>	<i>Material:</i> Lana de vidrio <i>Espesor:</i> 50 mm

Tabla I. 9

### 5.3. Condensador total (E-102)

El intercambiador que se utiliza para condensar el vapor que se obtiene por cabezas será un *condensador total* de forma que todo el vapor que entra en el intercambiador sufre un cambio de fase y sale del mismo como líquido. Es un intercambiador de carcasa y tubo, donde el fluido refrigerante circula por el interior de los tubos mientras que la condensación ocurre por la coraza o carcasa. Generalmente son intercambiadores 1-2 con cabezal flotante.

El fluido refrigerante que se utiliza para condensar el vapor de cabezas es agua a una temperatura de 20°C.

De forma esquemática se puede representar como muestra la figura siguiente, donde se observan las entradas y salidas de los fluidos caliente y frío.

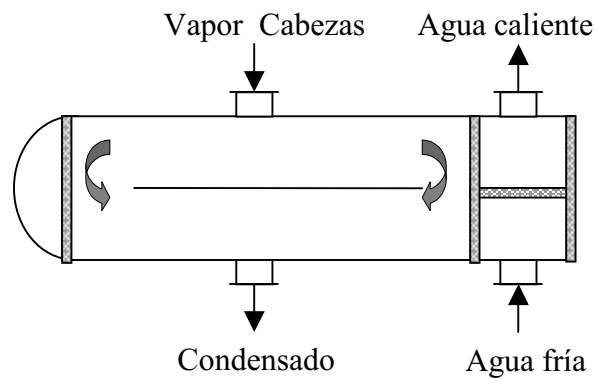


Fig. I.5.

Las principales características del condensador se muestran en la siguiente tabla:

<b>CONDENSADOR TOTAL (E-102)</b>	
<b>Tipo de intercambiador</b>	Intercambiador 1-2 con cabezal flotante
<b>Denominación (TEMA)</b>	TAMAÑO 8 – 96 TIPO AGS
<b>Disposición</b>	Horizontal
<b>Características operación</b>	Presión atmosférica
<b>Presión de diseño</b>	3,5 Kg/cm <sup>2</sup> (3,38 atm)
<b>Temperatura de diseño</b>	135,8 °C (408,95 K)
<b>Fluido refrigerante</b>	Agua Temperatura: 20 °C Presión: 1 atm Caudal: 4500 Kg/h
<u>Carcasa</u>	
<b>Tipo</b>	Flujo dividido (Tipo G)
<b>Dimensiones</b>	Longitud: 2,44 m (8 ft) Diámetro interno: 20,3 cm (8 in)
<b>Material</b>	Acero al Carbono SA-285 Grado C
<b>Espesor</b>	3,34 mm
<u>Haz de tubos</u>	
<b>Material</b>	Acero al carbono SA-178 grado A
<b>Número de tubos</b>	26
<b>Longitud</b>	2,44 m (8 ft)
<b>Espesor</b>	2,77 mm (12 BWG )
<b>Diámetro externo</b>	19,05 mm (3/4 in )
<b>Disposición</b>	Paso cuadrado normal
<b>Distancia entre tubos</b>	25,4 mm (1 in)
<u>Deflectores</u>	
<b>Tipo</b>	Segmentados
<b>Número deflectores</b>	38
<b>Espaciamento entre deflectores</b>	12,7 cm (5 in)
<u>Cabezales</u>	
<b>Cabezal extremo frontal</b>	Estacionario Tipo A
<b>Cabezal extremo posterior</b>	Posterior Tipo S

Tabla I. 10

#### 5.4. Acumulador de reflujo (V-102)

El acumulador de reflujo es el recipiente que recibe la corriente procedente del condensador.

Permite almacenar el producto condensado, parte del cual será recirculado de nuevo a la columna (reflujo) y parte del cual será obtenido como producto destilado. Es cilíndrico y se dispone horizontalmente:

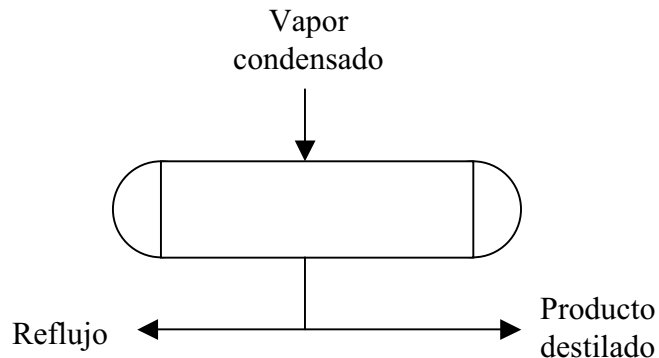


Fig. I.6.

En la siguiente tabla se resumen sus principales características:

<b>ACUMULADOR DE REFLUJO (V-102)</b>	
<b>Características operación</b>	Presión atmosférica
<b>Dimensiones</b>	<i>Longitud: 0,83 m</i> <i>Diámetro interno: 0,2 m</i> <i>Capacidad: 0,028 m<sup>3</sup></i>
<b>Disposición</b>	Horizontal
<b>Presión de diseño</b>	3,5 Kg/cm <sup>2</sup> (3,38 atm)
<b>Temperatura de diseño</b>	135,79 °C (408,94 K)
<b>Carcasa</b>	<i>Material : Acero al Carbono SA-283 Grado C</i> <i>Espesor: 3,4 mm</i>
<b>Fondos o cabezales</b>	<i>Tipo: Toriesféricos Klopper</i> <i>Material: Acero al Carbono SA-283 Grado C</i> <i>Espesor : 3,7 mm</i>

Tabla I. 11

## 6- DESCRIPCIÓN DE LA OPERACIÓN

El proceso de fraccionamiento del aceite de fusel, se ha diseñado para llevarse a cabo en dos pasos u operaciones. Estos dos pasos son los que se han denominado *primer y segundo fraccionamiento*.

A efectos de cálculo, estos dos fraccionamientos se han planteado como dos destilaciones sucesivas, en las que la alimentación o mezcla inicial de la segunda de ellas (*segundo fraccionamiento*) corresponde al producto de colas de la primera (*ver figura I.2.*)

La operación comienza con la carga de la mezcla inicial de aceites de fusel en el tanque de alimentación. Esta mezcla se lleva a ebullición a través de la camisa de vapor que rodea al tanque, con lo cual los componentes más volátiles comienzan a evaporarse y ascienden a través de la columna.

El vapor que se obtiene por cabezas se condensa totalmente y pasa a recogerse en el acumulador de reflujo. Del acumulador, parte del condensado se recircula a la columna como reflujo y otra parte se obtiene como producto destilado. La proporción de líquido que se devuelve a la columna, está determinada por la relación de reflujo que se calcula para cada uno de los fraccionamientos. El producto que se obtiene por cabezas en esta primera operación es lo que se ha denominado 1ª fracción, constituido básicamente por agua y etanol, y se considera un subproducto.

Una vez haya terminado el primer fraccionamiento, el producto que ha quedado en el tanque de alimentación (producto de colas), será la mezcla inicial o alimentación para el segundo fraccionamiento.

En esta segunda operación se procede de igual modo que en la primera, y como resultado de la misma se obtienen los dos productos de interés. Uno de ellos por cabezas, lo que se ha denominado segunda fracción, en el que se obtendrá prácticamente la totalidad del isobutanol que teníamos en la mezcla inicial de aceites de fusel. Y el otro producto, que se recoge en el tanque de alimentación, en el que se obtendrán los dos isómeros amílicos, 2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol (tercera fracción).

La secuencia de operaciones se puede comprender mejor de forma gráfica y esquemática como se muestra en la *figura I.2*.

## **7 – DISTRIBUCIÓN EN PLANTA**

La unidad de proceso aquí proyectada para llevar a cabo el fraccionamiento de aceites de fusel, no ha sido diseñada expresamente para una determinada planta. Se trata de un proceso muy versátil que puede interesar a diferentes tipos de empresas. Dependiendo de la empresa que adquiera esta unidad, la ubicación que tendrá la misma en el interior de su planta particular será distinta.

Por esta razón no se puede predecir cómo será finalmente la distribución de los equipos en la planta en la que se vaya a proceder a la instalación y montaje, ya que dependerá de una serie de factores, tales como el espacio disponible existente en esta, que por desconocimiento escapan al alcance del presente proyecto.

## CAPÍTULO 2: DISEÑO DE LA COLUMNA

### 1- ESTUDIO DE LA SEPARACIÓN

Los dos fraccionamientos que se producen durante el proceso, se han planteado a efectos de cálculo como dos destilaciones sucesivas, de forma que la segunda de estas tiene como materia prima o alimentación, el producto de colas resultado del fraccionamiento anterior. En este apartado se mostrarán los resultados de todos los parámetros que derivan del estudio de la separación, para cada uno de los dos fraccionamientos independientemente.

#### 1.1.- 1<sup>er</sup> Fraccionamiento

##### 1.1.1. Número de etapas teóricas (N)

El número de etapas teóricas, necesarias para llevar a cabo la separación planteada ha resultado ser de cuarenta y cinco, entre las cuales se incluye la etapa del calderín.

$$N = 45 = 44 + 1 \text{ Calderín}$$

Para calcular el número de etapas a partir de una separación dada inicialmente, se ha desarrollado un largo procedimiento iterativo, que se muestra paso a paso a modo de algoritmo en el apartado correspondiente del anexo de cálculo.

En este apartado, solo se expondrán los resultados finales derivados de cada uno de los pasos del procedimiento, que se han obtenido para la última iteración:

##### 1.1.1.1. Separación

Para el cálculo de la separación que se produce, se supone que esta tendrá lugar principalmente entre el componente clave ligero (*LK*) que en este primer fraccionamiento estaría representado por el *agua*, y el componente clave pesado (*HK*), que corresponde para este caso al *isobutanol*.

Componente clave Ligero (LK)	—————▶	AGUA
Componente clave Pesado (HK)	—————▶	ISOBUTANOL



La solución de partida o alimentación para este primer fraccionamiento, es la mezcla de aceites de fusel inicial:

<b>Fraccionamiento 1°</b>	<b>ALIMENTACIÓN</b>	
<b>COMPONENTES</b>	<b>F<sub>i</sub> (Kmol)</b>	<b>x<sub>i,f</sub></b>
1- ETANOL	1,836	0,0647
2- AGUA (LK)	12,889	0,4544
3- ISOBUTANOL (HK)	1,3841	0,0488
4- 2-METIL-1-BUTANOL	3,063	0,1079
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,3239
<b>TOTAL</b>	<b>28,361</b>	<b>1</b>

Tabla I. 12

Donde:

- $F_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en la alimentación (Feed)
- $x_{i,F}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en la alimentación ( $F$ )

El producto que se obtiene por la zona de cabezas (1ª fracción) en este primer fraccionamiento tiene la siguiente composición:

<b>Fraccionamiento 1°</b>	<b>CABEZAS</b>		
<b>COMPONENTES</b>	<b>D<sub>i</sub> (Kmol)</b>	<b>x<sub>i,D</sub></b>	<b>% Respecto al inicial</b>
1- ETANOL	1,836	0,1274	100
2- AGUA (LK)	12,502	0,8677	97
3- ISOBUTANOL (HK)	0,069	0,0048	5
4- 2-METIL-1-BUTANOL	7,3E-10	5,08E-11	0
5- 3-METIL-1-BUTANOL	1,5E-09	1,09E-10	0
<b>TOTAL</b>	<b>14,408</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 13

Donde:

- $D_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en el destilado

- $x_{i,D}$  = Fracciones molares de cada componente(*i*) en el destilado (*D*)
- % Respecto al inicial = Porcentaje de cada componente en el destilado con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno en la mezcla inicial (tabla I.10).

El producto de colas que resulta de este primer fraccionamiento tiene la siguiente composición:

Fraccionamiento 1° COMPONENTES	COLAS		
	B <sub>i</sub> (Kmol)	x <sub>i,B</sub>	% Respecto al inicial
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11	0
2- AGUA (LK)	0,386	0,0277	3
3- ISOBUTANOL (HK)	1,315	0,0942	95
4- 2-METIL-1-BUTANOL	3,063	0,2195	100
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585	100
<b>TOTAL</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 14

Donde:

- $B_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente (*i*) en el producto de colas (Bottom)
- $x_{i,B}$  = Fracciones molares de cada componente(*i*) en el producto de colas (*B*)
- % Respecto al inicial = Porcentaje de cada componente en el destilado con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno en la mezcla inicial (tabla I.10).

#### 1.1.1.2. Temperaturas

Se ha calculado la temperatura de ebullición de la mezcla inicial, así como las temperaturas de los productos de cabezas y colas.

Los resultados se exponen en la siguiente tabla:

	TEMPERATURAS	
	K	°C
<b>T<sub>eb</sub></b>	380,617	107,467
<b>T<sub>B</sub></b>	400	126,85
<b>T<sub>D</sub></b>	371,36	98,21

Tabla I. 15

Donde:

- $T_{eb}$  = Temperatura de ebullición de la mezcla inicial
- $T_B$  = Temperatura del producto de colas
- $T_D$  = Temperatura del destilado o producto de cabezas

#### 1.1.1.3. Volatilidades relativas

En las operaciones de separación vapor-líquido, un índice de la separabilidad relativa de dos especies químicas  $i$  y  $j$  viene dado por la *volatilidad relativa*  $\alpha$ . Es un indicador del mayor o menor grado de dificultad a la hora de separar dos componentes. Cuanto mayor sea el alejamiento de la volatilidad con respecto al valor unidad, menor será el número de etapas de equilibrio requeridas para un determinado grado de separación.

Al tratarse de una mezcla multicomponente, se calcula la volatilidad relativa de cada uno de los componentes con respecto al componente clave pesado ( $\alpha_{i,HK}$ ) tanto para el destilado como para el producto de colas. Las volatilidades relativas se consideran constantes a lo largo de la columna, y por tanto el valor que se toma es un valor medio entre los valores del destilado y de colas ( $\overline{\alpha_{i,HK}}$ ):

COMPONENTES	$\overline{\alpha_{i,HK}}$
1- ETANOL	2,883
2- AGUA (LK)	1,315
3- ISOBUTANOL (HK)	1
4- 2-METIL-1-BUTANOL	0,439
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,433

Tabla I. 16

Como se puede observar en los resultados, el etanol (el de mayor volatilidad relativa) es el componente más fácil de separar del isobutanol, ya que es el que tiene el punto de ebullición más alejado, y cuanto más cerca estén los valores de la unidad mayor será el grado de dificultad.

#### 1.1.1.4. Número de etapas mínimo

El número de etapas mínimo es el número de etapas teóricas a reflujo total. Se calcula mediante la ecuación dada por Fenske (3) para destilación multicomponente:

$$N_{\min} = 23,42$$

#### 1.1.1.5. Calor específico medio a presión constante

El calor específico medio a presión constante ( $\overline{C_p}$ ), se determina a partir de los calores específicos individuales para poder determinar la condición de alimentación. Puesto que este es función de la temperatura, se calcula para la temperatura inicial de la mezcla o temperatura de alimentación, que será la temperatura ambiental considerada como 20 grados centígrados (293,15 K):

$$\overline{C_p} (T=293,15 \text{ K}) = 77,17 \text{ (J/mol K)}$$

#### 1.1.1.6. Calor latente medio de vaporización

El calor latente medio de vaporización ( $\overline{\lambda}$ ), se calcula al igual que el calor específico a partir de los calores latentes individuales para poder determinar la condición de alimentación:

$$\overline{\lambda} = 40835,83 \text{ J/mol}$$

#### 1.1.1.7. Condición de alimentación

La condición de alimentación ( $\Phi$ ) del aceite de fusel, se determina para poder calcular la relación de reflujo mínima.

$$\Phi = 1,16529$$

Su valor es mayor que uno, lo cual indica que la alimentación es un líquido subenfriado.

#### 1.1.1.8. Relación de reflujo mínima

La relación de reflujo mínima viene dada por la ecuación de Underwood (17). Su valor para esta primera operación o primer fraccionamiento es de:

$$R_{\min} = 3,506$$

#### 1.1.1.9. Relación de reflujo

La relación de reflujo calculada es la relación de reflujo externa, la cual indica la cantidad de líquido (L) que se devuelve a la columna por cabezas, con respecto a la cantidad de destilado que se obtiene como producto (D). Se establece como múltiplo de la relación de reflujo mínima.

El valor calculado es el siguiente:

$$R = 4,558$$

La relación de reflujo es distinta para los dos fraccionamientos; y se mantiene constante durante el transcurso de cada uno de ellos.

Según el resultado obtenido, para el primer fraccionamiento la cantidad de líquido que se recircula a la columna, es del orden de 4,5 veces la cantidad de destilado que se saca como producto.

### 1.1.2. Densidad y Peso molecular medios

En este apartado se resumen los valores obtenidos para la densidad media y el peso molecular medio, tanto para el producto de cabezas como para el producto de colas.

Densidad media

CABEZAS	COLAS
$\bar{\rho}_D = 0,970 \text{ g/ml}$	$\bar{\rho}_B = 0,816 \text{ g/ml}$

Tabla I. 17

Peso molecular medio

CABEZAS	COLAS
$\bar{P}_{mD} = 21,86 \text{ Kg/Kmol}$	$\bar{P}_{mB} = 84,88 \text{ Kg/Kmol}$

Tabla I. 18

## 1.1.3. Flujo de vaporización

Los flujos de líquido descendente (L) y vapor ascendente (V), se suponen constantes a lo largo de la columna.

El flujo o caudal de vaporización V (Kmol/h) es una variable de diseño del proceso. Se establece en función de los requerimientos de producción, y a partir de una serie de consideraciones.

Se estiman también los flujos de las corrientes de destilado D' (Kmol/h) y de líquido recirculado L (Kmol/h) :

V (Kmol/h)	D' (Kmol/h)	L (Kmol/h)
3,948	0,7102	3,238

Tabla I. 19

## 1.1.4 Tiempo de operación

En las condiciones de operación en las que se trabaja para esta primera fase del proceso o primer fraccionamiento, se estima que el tiempo que transcurre hasta que se alcance la separación deseada es de aproximadamente 20,28 horas. Es decir:

<b>t = 20h 17 min</b>
-----------------------

### 1.1.5. Resultados finales primer fraccionamiento

A modo de resumen, en las dos páginas siguientes se recogen todos los resultados obtenidos del estudio de la separación, que tiene lugar durante el primer fraccionamiento de los aceites de fusel.

FRACCIONAMIENTO 1°		ALIMENTACIÓN		
COMPONENTES	$F_i$ (Kmol)	$x_{i,f}$	$\rho_F$ (g/ml)	$\bar{P}_{mF}$ (Kg/Kmol)
1- ETANOL	1,836	0,0647	0,8946	52,867
2- AGUA (LK)	12,889	0,4544		
3- ISOBUTANOL (HK)	1,3841	0,0488		
4- 2-METIL-1-BUTANOL	3,063	0,1079		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,3239		
<b>TOTAL</b>	<b>28,361</b>	<b>1</b>		
CABEZAS				
COMPONENTES	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	% Respecto al inicial	
1- ETANOL	1,836	0,1274	100	
2- AGUA (LK)	12,502	0,8677	97	
3- ISOBUTANOL (HK)	0,069	0,0048	5	
4- 2-METIL-1-BUTANOL	7,3E-10	5,08E-11	0	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	1,5E-09	1,09E-10	0	
<b>TOTAL</b>	<b>14,408</b>	<b>1</b>		
	$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	0,970		
	$\bar{P}_{mD}$ (Kg/Kmol)	21,86		
COLAS				
COMPONENTES	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$	% Respecto al inicial	
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11	0	
2- AGUA (LK)	0,386	0,0277	3	
3- ISOBUTANOL (HK)	1,315	0,0942	95	
4- 2-METIL-1-BUTANOL	3,063	0,2195	100	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585	100	
<b>TOTAL</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>		
	$\bar{\rho}_B$ (g/ml)	0,816		
	$\bar{P}_{mB}$ (Kg/Kmol)	84,88		

Tabla I. 20



<b>COMPONENTES</b>	<b><math>\alpha_{i,HK}</math></b>		
1- ETANOL	2,883		
2- AGUA (LK)	1,315		
3- ISOBUTANOL (HK)	1		
4- 2-METIL-1-BUTANOL	0,439		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,433		
<b>F=B<sub>0</sub> (Kmol)</b>	28,361	<b>F=B<sub>0</sub> (L)</b>	1800
<b>B (Kmol)</b>	13,953	<b>B (L)</b>	1458,184
<b>D (Kmol)</b>	14,408	<b>D (L)</b>	339,306
<b>T<sub>eb</sub> (K)</b>	380,617	<b>T<sub>eb</sub> (°C)</b>	107,467
<b>T<sub>B</sub> (K)</b>	400	<b>T<sub>B</sub> (°C)</b>	126,85
<b>T<sub>D</sub> (K)</b>	371,36	<b>T<sub>D</sub> (°C)</b>	98,21
<b>N<sub>min</sub></b>	23,42		
<b>C<sub>p</sub> (J/mol K)</b>	77,17		
<b><math>\lambda</math> (J/mol)</b>	40835,83		
<b><math>\Phi</math></b>	1,16529		
<b>R<sub>min</sub></b>	3,506		
<b>R</b>	4,558		
<b>N</b>	45 (44+1)		
<b>V (Kmol/h)</b>	3,948		
<b>D' (Kmol/h)</b>	0,7102		
<b>L (Kmol/h)</b>	3,238		
<b>t (h)</b>	20,28		

Tabla I.20. (continuación)

## 1.2.- 2º Fraccionamiento

### 1.2.1. Número de etapas teóricas (N)

En este caso el cálculo se realiza de forma inversa al del primer fraccionamiento, partiendo del número de etapas obtenido para este, se calcula la separación que se obtendría para el caso del segundo.

Por tanto, el número de etapas teóricas necesarias, es igualmente de cuarenta y cinco:

$$N = 45 = 44 + 1$$

Para llevar a cabo los cálculos, se ha desarrollado un procedimiento iterativo, que se muestra paso a paso a modo de algoritmo en el apartado correspondiente del anexo de cálculo.

En este apartado, se exponen únicamente los resultados finales derivados de cada uno de los pasos del procedimiento que se han obtenido para la última iteración:

#### 1.2.1.1. Separación

Para el cálculo de la separación que se produce, se supone que ésta tendrá lugar principalmente entre el componente clave ligero (*LK*) que en este segundo fraccionamiento estaría representado por el *isobutanol*, y el componente clave pesado (*HK*), que corresponde para este caso al *2-metil-1-butanol*.

Componente clave Ligero (LK)	—————▶	ISOBUTANOL
Componente clave Pesado (HK)	—————▶	2-METIL-1-BUTANOL

La solución de partida o alimentación para este segundo fraccionamiento, se corresponde con el producto de colas del fraccionamiento anterior:

Fraccionamiento 2°	ALIMENTACIÓN	
	COMPONENTES	$F_i$ (Kmol)
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11
2- AGUA	0,386	0,0277
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,0942
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	3,063	0,2195
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585
<b>TOTAL</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>

Tabla I. 21

Donde:

- $F_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en la alimentación (Feed)
- $x_{i,F}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en la alimentación ( $F$ )

El producto que se obtiene por la zona de cabezas (2ª fracción) en este segundo fraccionamiento tiene la siguiente composición:

Fraccionamiento 2°	CABEZAS		
	COMPONENTES	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$
1- ETANOL	5,9E-10	2,5E-10	100
2- AGUA	0,386	0,1645	100
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,5595	100
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,202	0,0860	6,6
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,446	0,1899	4,86
<b>TOTAL</b>	<b>2,35</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 22

Donde:

- $D_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en el destilado
- $x_{i,D}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en el destilado ( $D$ )

- % Respecto al inicial = Porcentaje de cada componente en el destilado con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno en la segunda mezcla inicial (tabla I.19).

El producto de colas que resulta de este segundo fraccionamiento tiene la siguiente composición:

Fraccionamiento 2° COMPONENTES	COLAS		
	B <sub>i</sub> (Kmol)	x <sub>i,B</sub>	% Respecto al inicial
1- ETANOL	0	0	0
2- AGUA	6,6E-11	5,7E-12	0
3- ISOBUTANOL (LK)	9,7E-08	8,3E-09	0
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	2,8608	0,2465	93,4
5- 3-METIL-1-BUTANOL	8,7423	0,7534	95,14
<b>TOTAL</b>	<b>11,603</b>	<b>1</b>	

Tabla I. 23

Donde:

- $B_i$  = Cantidad en unidades molares de cada componente ( $i$ ) en el producto de colas (Bottom)
- $x_{i,B}$  = Fracciones molares de cada componente( $i$ ) en el producto de colas ( $B$ )
- % Respecto al inicial = Porcentaje de cada componente en el destilado con respecto a las cantidades en moles que había de cada uno en la segunda mezcla inicial (tabla I.19).

#### 1.2.1.2. Temperaturas

Se ha calculado la temperatura de ebullición de la mezcla inicial (segunda mezcla inicial) , así como las temperaturas de los productos de cabezas y colas.

Los resultados se exponen en la siguiente tabla:

	TEMPERATURAS	
	K	°C
<b>T<sub>eb</sub></b>	400	126,85
<b>T<sub>B</sub></b>	404,477	131,327
<b>T<sub>D</sub></b>	388,941	115,791

Tabla I. 24

Donde:

- $T_{eb}$  = Temperatura de ebullición de la segunda mezcla inicial
- $T_B$  = Temperatura del producto de colas
- $T_D$  = Temperatura del destilado o producto de cabezas

### 1.2.1.3. Volatilidades relativas

Se calcula la volatilidad relativa de cada uno de los componentes con respecto al componente clave pesado ( $\alpha_{i,HK}$ ) tanto para el destilado como para el producto de colas. Las volatilidades relativas se consideran constantes a lo largo de la columna, y por tanto el valor que se toma es un valor medio entre los valores del destilado y de colas ( $\alpha_{i,HK}$ ):

COMPONENTES	$\alpha_{i,HK}$
1- ETANOL	6,117
2- AGUA	2,832
3- ISOBUTANOL (LK)	2,203
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	1
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,986

Tabla I. 25

Como se puede observar en los resultados, el etanol (el de mayor volatilidad relativa) es el componente más fácil de separar del 2-metil-1-butanol, ya que es el que tiene el punto de ebullición más alejado. Y cuanto más cerca estén los valores de la unidad mayor será el grado de dificultad.

#### 1.2.1.4. Número de etapas mínimo

El número de etapas mínimo es el número de etapas teóricas a reflujo total. Se calcula mediante la ecuación dada por Fenske (3) para destilación multicomponente:

$$N_{\min} = 24,14$$

#### 1.2.1.5. Calor específico medio a presión constante

El calor específico medio a presión constante, se determina a partir de los calores específicos individuales para poder determinar la condición de alimentación. Puesto que este es función de la temperatura, se calcula para la temperatura inicial de la mezcla o temperatura de alimentación, que coincide con la obtenida como temperatura de colas, resultado del primer fraccionamiento: 400 K.

$$\bar{C}_p (T=400 \text{ K}) = 161,85 \text{ (J/mol K)}$$

#### 1.2.1.6. Calor latente medio de vaporización

El calor latente medio de vaporización, se calcula al igual que el calor específico a partir de los calores latentes individuales para poder determinar la condición de alimentación:

$$\bar{\lambda} = 39827,9 \text{ J/mol}$$

#### 1.2.1.7. Condición de alimentación

La condición de alimentación del aceite de fusel, se determina para poder calcular la relación de reflujo mínima.

$$\Phi = 1$$

Su valor es igual a la unidad, lo cual indica que la alimentación es un líquido saturado.

#### 1.2.1.8. Relación de reflujo mínima

La relación de reflujo mínima viene dada por la ecuación de Underwood (17). Su valor para esta segunda operación o segundo fraccionamiento es de:

$$\mathbf{R_{min} = 4,147}$$

#### 1.2.1.9. Relación de reflujo

La relación de reflujo calculada es la relación de reflujo externa, que indica la cantidad de líquido (L) que se devuelve a la columna por cabezas con respecto a la cantidad de destilado que se obtiene como producto (D). Se establece como múltiplo de la relación de reflujo mínima.

El valor calculado es el siguiente:

$$\mathbf{R = 5,39}$$

Según el resultado obtenido, para el segundo fraccionamiento la cantidad de líquido que se recircula a la columna, es del orden de 5,4 veces la cantidad de destilado que se saca como producto.

### 1.2.2. Densidad y Peso molecular medios

En este apartado se resumen los valores obtenidos para la densidad media y el peso molecular medio, tanto para el producto de cabezas como para el producto de colas que resultan del segundo fraccionamiento.

#### Densidad media

CABEZAS	COLAS
$\bar{\rho}_D = 0,837 \text{ g/ml}$	$\bar{\rho}_B = 0,812 \text{ g/ml}$

Tabla I. 26

Peso molecular medio

CABEZAS	COLAS
$\bar{P}_{mD} = 68,76 \text{ Kg/Kmol}$	$\bar{P}_{mB} = 84,15 \text{ Kg/Kmol}$

Tabla I. 27

## 1.2.3. Flujo de vaporización

Los flujos de líquido descendente (L) y vapor descendente (V), se suponen constantes a lo largo de la columna.

Además del flujo de vaporización V (Kmol/h), se estiman también los flujos de las corrientes de destilado D' (Kmol/h) y de líquido recirculado L (Kmol/h) :

V (Kmol/h)	D' (Kmol/h)	L (Kmol/h)
1,245	0,195	1,05

Tabla I. 28

## 1.2.4. Tiempo de operación

En las condiciones de operación en las que se trabaja para esta segunda fase del proceso o segundo fraccionamiento, se estima que el tiempo que transcurre hasta que se alcance la separación deseada es de aproximadamente 12,06 horas. Es decir:

$t = 12\text{h } 4 \text{ min}$
---------------------------------

## 1.2.5. Resultados finales segundo fraccionamiento

A modo de resumen, en las dos páginas siguientes se recogen todos los resultados obtenidos del estudio de la separación, que tiene lugar durante el segundo fraccionamiento de los aceites de fusel.



FRACCIONAMIENTO 2°		ALIMENTACIÓN		
COMPONENTES	$F_i$ (Kmol)	$x_{i,f}$	$\bar{\rho}_F$ (g/ml)	$\bar{P}_{mF}$ (Kg/Kmol)
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11	0,816	84,88
2- AGUA	0,386	0,0277		
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,0942		
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	3,063	0,2195		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585		
<b>TOTAL</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>		
CABEZAS				
COMPONENTES	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	% Respecto al inicial 2°	
1- ETANOL	5,9E-10	2,5E-10	100	
2- AGUA	0,386	0,1645	100	
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,5595	100	
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,202	0,0860	6,6	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,446	0,1899	4,86	
<b>TOTAL</b>	<b>2,35</b>	<b>1</b>		
	$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	0,837		
	$\bar{P}_{mD}$ (Kg/Kmol)	68,76		
COLAS				
COMPONENTES	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$	% Respecto al inicial 2°	
1- ETANOL	0	0	0	
2- AGUA	6,6E-11	5,7E-12	0	
3- ISOBUTANOL (LK)	9,7E-08	8,3E-09	0	
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	2,8608	0,2465	93,4	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	8,7423	0,7534	95,14	
<b>TOTAL</b>	<b>11,603</b>	<b>1</b>		
	$\bar{\rho}_B$ (g/ml)	0,812		
	$\bar{P}_{mB}$ (Kg/Kmol)	84,15		

Tabla I. 29

<b>COMPONENTES</b>	<b><math>\alpha_{i,HK}</math></b>		
1- ETANOL	6,117		
2- AGUA	2,832		
3- ISOBUTANOL (LK)	2,203		
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	1		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,986		
<b>F (Kmol)</b>	13,953	<b>F (L)</b>	1458,184
<b>B (Kmol)</b>	11,603	<b>B (L)</b>	1259,317
<b>D (Kmol)</b>	2,350	<b>D (L)</b>	198,866
<b>T<sub>eb</sub> (K)</b>	400	<b>T<sub>eb</sub> (°C)</b>	126,85
<b>T<sub>B</sub> (K)</b>	404,477	<b>T<sub>B</sub> (°C)</b>	131,327
<b>T<sub>D</sub> (K)</b>	388,941	<b>T<sub>D</sub> (°C)</b>	115,791
<b>N<sub>min</sub></b>	24,14		
<b>C<sub>p</sub> (J/mol K)</b>	161,85		
<b><math>\lambda</math> (J/mol)</b>	39827,9		
<b><math>\Phi</math></b>	1		
<b>R<sub>min</sub></b>	4,147		
<b>R</b>	5,39		
<b>N</b>	44,9889 $\cong$ 45 (44+1)		
<b>V (Kmol/h)</b>	1,245		
<b>D' (Kmol/h)</b>	0,195		
<b>L (Kmol/h)</b>	1,05		
<b>t (h)</b>	12,06		

Tabla I.29. (continuación)

## 2- TIEMPO TOTAL DE OPERACIÓN

La totalidad del tiempo que transcurre desde que se inicia la operación al introducir la materia prima en el tanque de alimentación, hasta que culmina el proceso global de fraccionamiento del aceite de fusel, se estima en aproximadamente 35,56 horas. Es decir:

$$t = 35 \text{ h } 39 \text{ min}$$

Luego, se estima que para poder llevar a cabo el fraccionamiento del aceite de fusel en las tres fracciones definidas, serán necesarias aproximadamente 36 horas de operación.

Teniendo en cuenta que se trabaja 12 horas diarias, eso se traduce en que se emplearán 3 jornadas de trabajo completas para poder obtener el producto deseado.

## 3- SIMULACIÓN DEL PROCESO

De forma complementaria a los cálculos realizados, se utiliza una herramienta informática de simulación que permita validar y contrastar los resultados obtenidos teóricamente y los que proporcione el propio simulador.

Concretamente se ha utilizado a este respecto, un módulo específico para destilación batch denominado *CC-BATCH* que proporciona el programa de simulación *ChemCad*.

En el simulador la operación se representa como muestra la figura:

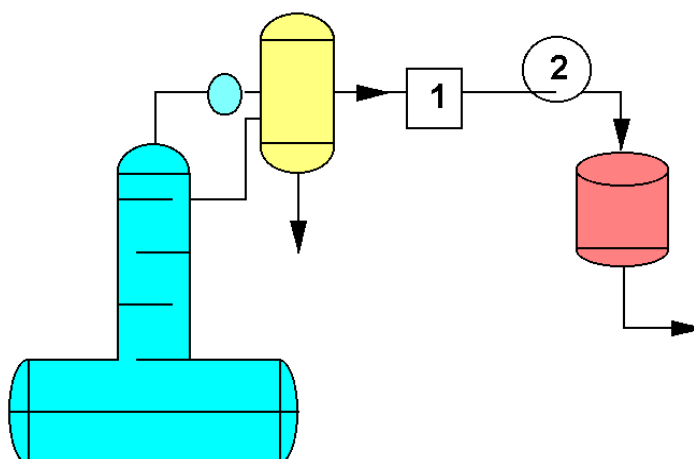


Fig. 1.7.

En el apartado 3 del 2º capítulo del anexo de cálculo (pág. 172), se explica más detenidamente el modo en el que se realiza la simulación del proceso. En este punto, se exponen los resultados obtenidos a través del programa.

### 3.1.- 1º Fraccionamiento

#### 3.1.1. Resultados simulador

Entre los resultados que en este caso se exigirán al simulador, y que se podrán contrastar con los obtenidos teóricamente están: las temperaturas (de ebullición, colas y destilado) las composiciones y cantidades de cada componente en cada una de las corrientes, y el tiempo de operación. Por otra parte, se obtiene también de esa simulación las composiciones y temperaturas en cada una de las etapas, dada la complejidad y laboriosidad de realizar dicho cálculo mediante aproximaciones teóricas.

##### 3.1.1.1. Tiempo de operación

El valor de tiempo que da como resultado el programa es:

$$t^{cc}_1 = 20,3 \text{ horas}$$

( Donde el superíndice <sup>cc</sup>, es abreviatura del nombre del simulador *ChemCad*, y el subíndice <sub>1</sub> indica que se trata del primer fraccionamiento)

##### 3.1.1.2. Resultados cabezas y colas

Los resultados obtenidos mediante simulación para los productos de cabezas y colas en el primer fraccionamiento, se resumen en la siguiente tabla:

FRACCIONAMIENTO 1º	CABEZAS		COLAS	
	D <sup>cc</sup> <sub>i</sub> (Kmol)	x <sup>cc</sup> <sub>i,D</sub>	B <sup>cc</sup> <sub>i</sub> (Kmol)	x <sup>cc</sup> <sub>i,B</sub>
1- ETANOL	1,84	0,1274	0	0
2- AGUA (LK)	11,9	0,8254	0,99	0,0711
3- ISOBUTANOL (HK)	0,65	0,0448	0,74	0,0529
4- 2-METIL-1-BUTANOL	0,02	0,0016	3,04	0,2179
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,01	0,0007	9,18	0,658
<b>TOTAL</b>	<b>14,413</b>	<b>0,9999</b>	<b>13,9481</b>	<b>0,9999</b>

Tabla I. 30

Y las temperaturas de cada uno de ellos y de ebullición:

<b>TEMPERATURAS (K)</b>		
$T_{eb}^{cc}$	$T_D^{cc}$	$T_B^{cc}$
380,356	368,92	398,4

Tabla I. 31

### 3.1.1.3. Resultado etapas

Dada la extensión de estos resultados, las composiciones de líquido y vapor, así como sus respectivos flujos molares que existen en cada una de las 45 etapas teóricas al terminar la primera destilación o primer fraccionamiento, se presentan únicamente en el apartado 3.1.2.3. del anexo de cálculo (pág. 178).

### 3.1.2. Contraste de resultados

Para contrastar los resultados, en el apartado 3.1.3. del segundo capítulo del anexo de cálculo (pág.185), se pueden observar las representaciones gráficas de los resultados obtenidos para el primero de los dos fraccionamientos mediante el simulador, frente a los obtenidos teóricamente.

## 3.2.- 2º Fraccionamiento

### 3.2.1. Resultados simulador

Entre los resultados que en este caso se exigirán al simulador, y que podrán ser contrastados con los obtenidos teóricamente están: las temperaturas (de ebullición, colas y destilado) las composiciones y cantidades de cada componente en cada una de las corrientes, y el tiempo de operación. Por otra parte, se obtendrán también de esa simulación las composiciones y temperaturas en cada una de las etapas, dada la complejidad y laboriosidad de realizar dicho cálculo mediante aproximaciones teóricas.

#### 3.2.1.1. Tiempo de operación

El valor de tiempo que proporciona el programa es:

$$t_{,2}^{cc} = 12,05 \text{ horas}$$

( Donde el superíndice <sup>cc</sup>, es abreviatura del nombre del simulador *ChemCad*, y el subíndice <sub>2</sub> indica que se trata del segundo fraccionamiento)

### 3.2.1.2. Resultados cabezas y colas

Los resultados obtenidos mediante simulación para los productos de cabezas y colas en el 2º fraccionamiento, se resumen en la siguiente tabla:

FRACCIONAMIENTO 2º	CABEZAS		COLAS	
	COMPONENTES	D <sup>cc</sup> <sub>i</sub> (Kmol)	x <sup>cc</sup> <sub>i,D</sub>	B <sup>cc</sup> <sub>i</sub> (Kmol)
1- ETANOL	0	0	0	0
2- AGUA	0,33	0,1406	0,06	0,0048
3- ISOBUTANOL (LK)	0,97	0,4121	0,35	0,0298
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,41	0,1742	2,65	0,2287
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,64	0,2731	8,55	0,7366
<b>TOTAL</b>	<b>2,35</b>	<b>1</b>	<b>11,603</b>	<b>0,9999</b>

Tabla I. 32

Y las temperaturas de cada uno de ellos y de ebullición:

TEMPERATURAS (K)		
T <sup>cc</sup> <sub>eb</sub>	T <sup>cc</sup> <sub>D</sub>	T <sup>cc</sup> <sub>B</sub>
399,061	387,207	402,103

Tabla I. 33

### 3.2.1.3. Resultado etapas

Dada la extensión de estos resultados, las composiciones de líquido y vapor, así como sus respectivos flujos molares que existen en cada una de las 45 etapas teóricas al terminar la 2ª destilación o 2º fraccionamiento, se presentan únicamente en el apartado 3.2.2.3. del anexo de cálculo (pág.192).

### 3.2.2. Contraste de resultados

Para contrastar los resultados, en el apartado 3.2.3. del segundo capítulo del anexo de cálculo (pág. 199), se pueden observar las representaciones gráficas de los resultados obtenidos para el segundo de los dos fraccionamientos mediante el simulador, frente a los obtenidos teóricamente.

## 4- DIMENSIONAMIENTO

Mediante la selección del tipo de relleno más apropiado, se estima cuáles son las dimensiones de la columna de rectificación: *diámetro interno* y *altura de la misma*, teniendo en cuenta que proporcione una pérdida de carga admisible:

<b>Relleno seleccionado (Tipo)</b>	Relleno estructurado <i>SULZER METAL GAUZE TIPO BX</i>
<b>Dimensiones columna</b>	<u>Altura:</u> 8,46 m <u>Diámetro interno:</u> 0,15 m
<b>Pérdida de carga (mbar)</b>	7,61

Tabla I. 34

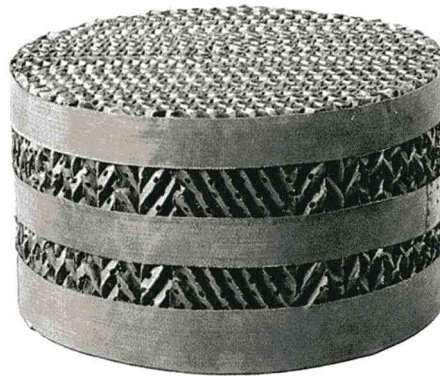


Fig. I.8- Relleno Sulzer BX

Este tipo de relleno ha sido seleccionado por una serie de características que se consideran adecuadas para este tipo de destilaciones:

- Disponibles para diámetros desde 40 mm hasta 6 m (BX)
- Aptos para columnas continuas / batch

- Apropriados para separaciones que requieren un alto número de etapas teóricas
- Presiones de trabajo desde 1 mbar hasta presión atmosférica
- Bajas caídas de presión
- Baja retención

Para llegar a los resultados expuestos en la tabla I.34, se ha desarrollado un algoritmo de cálculo que se muestra paso a paso en el apartado correspondiente del anexo de cálculo (aptdo.4, 2° Cap., pág.204)

En este apartado se presentan los resultados finales obtenidos en cada uno de los pasos del algoritmo de cálculo.

#### 4.1. Densidad media del gas ( $\overline{\rho_G}$ )

La densidad media del gas que se tendrá durante toda la operación, será el valor medio entre el calculado para los casos del primer y segundo fraccionamiento:

Fraccionamiento 1°	Fraccionamiento 2°	Fraccionamientos 1° y 2°
$\overline{\rho_G}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\overline{\rho_G}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\overline{\rho_G}$ (Kg/m <sup>3</sup> )
1,592	2,407	<b>1,999</b>

Tabla I. 35

#### 4.2. Caudal volumétrico medio del gas ( $\overline{Q_V}$ )

El caudal volumétrico medio del gas durante toda la operación será un valor intermedio entre el calculado para los casos del primer y segundo fraccionamiento:



Fraccionamiento 1°	Fraccionamiento 2°	Fraccionamientos 1° y 2°
$\bar{Q}_V$ (m <sup>3</sup> /h)	$\bar{Q}_V$ (m <sup>3</sup> /h)	$Q_V$ (m <sup>3</sup> /h)
120,22	30,707	79,967

Tabla I. 36

#### 4.3. Velocidad superficial del gas ( $U_t$ ), Diámetro columna y factor $F'$

El valor del factor  $F'$ , debe estar comprendido entre 1,5 y 2 m/s (Kg/m<sup>3</sup>)<sup>0,5</sup>. Se calcula  $F'$  para distintos diámetros eligiéndose el menor de ellos que cumpla el intervalo de valores de  $F'$  establecido.

Los valores finales son:

d (m)	$U_t$ (m/s)	$F'$
0,15	1,257	1,777

Tabla I. 37

#### 4.4. Altura columna y pérdida de carga

Para el relleno seleccionado, la altura  $h$  de la columna y la pérdida de carga que se produce en una columna de 44 etapas teóricas es:

Tipo relleno	N'	Altura h (m)	Pérdida carga (mbar)
Sulzer BX	44	8,46	7,61

Tabla I. 38

La altura de cada unidad de relleno Sulzer BX es de 17 cm, luego para el interior de la columna se necesitan:

#### 49 unidades de relleno *Sulzer metal gauze tipo BX*

$$N^\circ \text{ Unidades relleno} = \text{Altura columna} / \text{Altura relleno} = 8,46 / 0,17 = 49,76 \approx 49$$

(el redondeo se hace a la baja ya que hay que tener en cuenta que en el interior de la columna además del relleno en sí, habrá otros dispositivos internos que se comentarán más adelante)

#### **4.5. Altura de plato teórico equivalente**

La altura de plato teórico equivalente (APTE) obtenida, es de 19,2 cm; lo que indica que cada 19,2 cm del relleno se comporta como un plato teórico.

$$\text{APTE} = 19,2 \text{ cm}$$

### **5- DISEÑO HIDRÁULICO**

Para una columna de diámetro dado, a medida que el flujo de vapor aumenta, la pérdida de presión del mismo aumentará debido a un mayor rozamiento frente al relleno y el líquido descendente. En algún punto, la pérdida de presión llegará ser tan grande que igualará la carga de gravedad del flujo del líquido. En este punto el líquido no puede descender a través del relleno, y como consecuencia se irá formando una capa de líquido por encima del relleno que provocará lo que se conoce como *inundación* de la columna o *anegamiento*.

En definitiva, el fenómeno de la *inundación* ocurre cuando la velocidad de flujo del vapor ascendente es tan grande que impide el descenso del líquido a través del relleno, de forma que este se va acumulando y va “inundando” la columna.

La inundación, representa normalmente la condición de máxima capacidad para una columna de relleno. En este apartado se predice si se producirá o no inundación en la columna a través de la “*correlación generalizada para pérdida de carga (CGPC)*” (Esta correlación deriva de la correlación de Sherwood modificada primero por Leva, posteriormente por una serie de artículos publicados por Eckert y por último modificada y simplificada por Strigle)

### 5.1.- Inundación y pérdida de carga

A partir de la gráfica mostrada en la fig.II.22. del anexo de cálculo (pág. 219), se calculan los valores para la ordenada (y) y la abcisa (x), y se obtiene que la caída de presión es de aproximadamente : 0,07 in H<sub>2</sub>O/ft

Se considera que el valor de  $\Delta P$  a partir del cual se produce inundación incipiente es de 1,50 in H<sub>2</sub>O/ft . Puesto que la pérdida de carga obtenida para el sistema es de 0,07 in H<sub>2</sub>O/ft, y por tanto es menor que el límite que representa la condición de inundación, se puede afirmar que bajo las condiciones de operación establecidas en la columna, no tendrá lugar el fenómeno de la inundación.

Gráfica			
x	y	$\Delta P$ (in H <sub>2</sub> O / ft)	$\Delta P$ (mm H <sub>2</sub> O / m)
0,04	0,58	0,07	5,83

Tabla I. 39

## 6- DISPOSITIVOS INTERNOS

La columna de destilación, además del relleno precisa de una serie de elementos o dispositivos internos, como son los distribuidores de líquido, las placas de soporte y los colectores de líquido.

### 6.1.- Distribuidores de líquido

Los distribuidores de líquido se utilizan para favorecer una adecuada distribución del líquido sobre el relleno en aquellas zonas de la columna en las que se introduce una corriente líquida. Como en este caso no existe corriente de alimentación, se dispondrá solamente de un distribuidor en la entrada a la columna de la corriente de reflujo.

El distribuidor de líquido seleccionado es de *tipo spider VRGS* , y se dispondrá en la parte superior de la columna para favorecer la distribución del reflujo que se introduce en la misma.

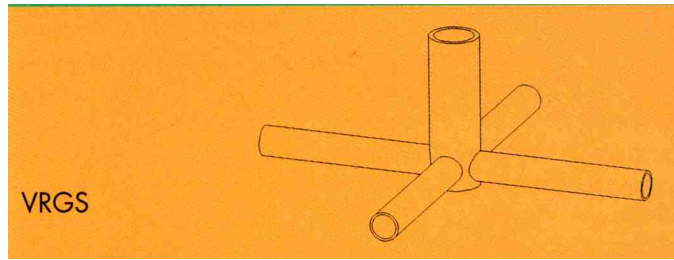


Fig. I.9

## 6.2.- Placas de soporte

Las placas de soporte son los dispositivos que se utilizan para retener el lecho tanto en la parte inferior como en la parte superior de la columna. Además de soportar el peso del relleno, las placas de soporte deben estar diseñadas para permitir un flujo relativamente no restringido del líquido y el vapor.

Para el diseño de la columna, se ha seleccionado concretamente el modelo *placa de soporte tipo TE*, por estar disponible a partir de 0,1 m de diámetro interno (mientras que el resto de modelos se fabrican para diámetros mayores a 0,5 m) y porque se utiliza para rellenos con área superficial mayor de  $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (siendo el área superficial del relleno Sulzer BX =  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ )

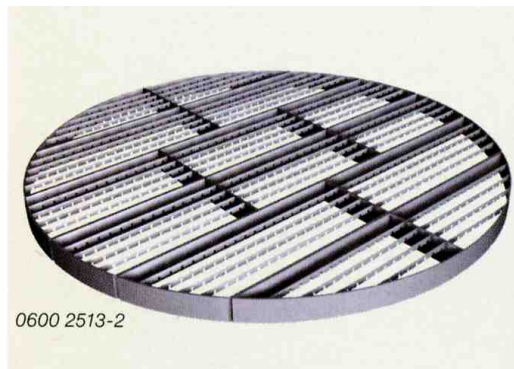


Fig. I.10

Las placas de soporte se colocarán cada 150 cm de columna para retener el relleno. Por tanto a lo largo de la columna se dispondrán de:

### 5 placas de soporte tipo TE

$$\text{N}^\circ \text{ Placas Soporte} = \text{Altura columna (cm)} / 150 \text{ cm} = 846 / 150 = 5,64 \approx 5$$

### 6.3.- Colectores de líquido

Los colectores de líquido son aquellos elementos que se utilizan como redistribuidores de líquido, para recoger y dirigir el líquido descendente.

En el diseño de este equipo se ha seleccionado el *colector tipo etapa chimenea*, que se utiliza para diámetros internos de hasta 30 cm:

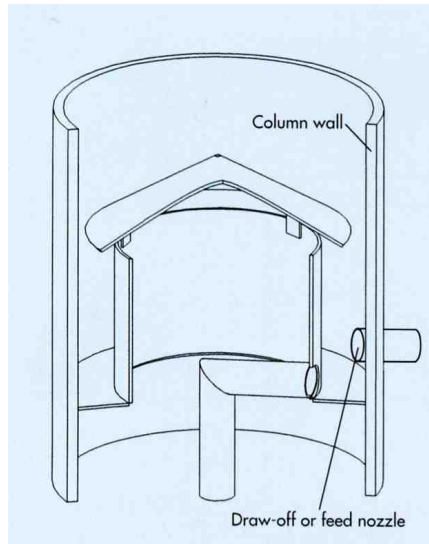


Fig. I.11

Se dispondrá de uno a media altura de las columna para redistribuir el líquido descendente.

## 7- DISEÑO MECÁNICO

Los criterios de diseño que se han empleado en este apartado son los reflejados en el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

### 7.1.- Datos básicos

#### 7.1.1. – Presión de diseño

La presión de diseño debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como:

$$P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = 3,387 \text{ atm} = 49,782 \text{ psia}$$

### 7.1.2. – Temperatura de diseño

Al igual que en el apartado anterior, debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_D = 151,327 \text{ }^\circ\text{C} = 424,477 \text{ K} = 304,388 \text{ }^\circ\text{F}$$

### 7.1.3.- Material

El material de construcción seleccionado para la columna es el **ACERO AL CARBONO SA-283 C**. Las razones de la elección son las siguientes:

- \* Los aceros al carbono son los más disponibles y económicos de los aceros, recomendables para la mayoría de los recipientes donde no existan ni altas presiones ni temperaturas.
- \* El SA-283 C es uno de los aceros al carbono más utilizados por la excelente relación entre sus propiedades y su bajo coste.
- \* Su uso está limitado a aplicaciones con temperaturas de hasta 650°F (343,3 °C) y a recipientes con espesores que no excedan de 5/8 in (15,87 mm), cumpliéndose ambas condiciones para este caso.

## 7.2.- Carcasa

La carcasa tienen forma cilíndrica y disposición vertical.

### 7.2.1. – Espesor mínimo

El espesor de la misma se calcula teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se toma el mayor valor de los dos. El espesor mínimo es igual a dicho valor más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

**Espesor mínimo ( $\epsilon_{\min}$ ):**

$$\varepsilon_{\min} = 3,3 \text{ mm}$$

Bajo esfuerzo circunferencial		Bajo esfuerzo longitudinal	
$\varepsilon_{\phi}$ (in)	$\varepsilon_{\phi}$ (mm)	$\varepsilon_x$ (in)	$\varepsilon_x$ (mm)
0,0116	0,2947	0,00578	0,1468

Tabla I. 40

### 7.2.2. – Diámetro externo

El diámetro exterior de la columna viene dado por el diámetro presentado en el apartado 4.3. del este capítulo (d), más el espesor del material calculado en el apartado anterior, resultando ser de prácticamente 157 mm:

$$d_0 = 157 \text{ mm}$$

### 7.2.3. – Construcción

La carcasa se construirá mediante chapas soldadas a tope según se indica en el código ASME.

## 7.3.- Fondos

En el diseño del equipo se emplearán FONDOS TORIESFÉRICOS TIPO KLOPPER, tanto para el fondo superior como para el fondo inferior. Ambos se unirán mediante soldadura a tope a la carcasa cilíndrica en sus dos extremos.

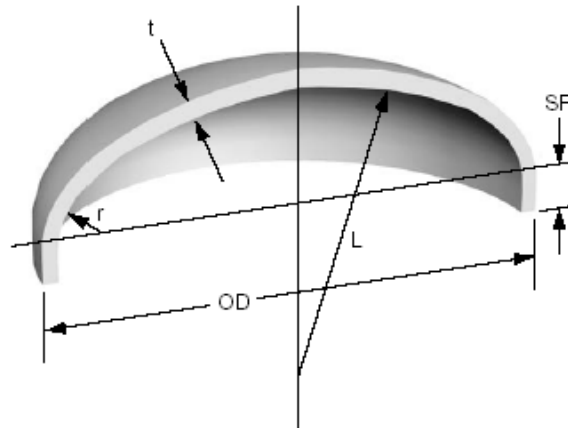


Fig. I.12

### 7.3.1. – Espesores

El espesor de chapa que se les exige a ambos fondos o cabezales, incluyendo el sobreespesor por corrosión es de:

$$\varepsilon = 3,52 \text{ mm}$$

### 7.3.2. – Dimensiones

Las dimensiones características de los fondos son las que se muestran:

<b>h (mm)</b>	<b>r (mm)</b>	<b>R (mm)</b>	<b>H (mm)</b>
12,322	15,7	157	31,4

Tabla I. 41

### 7.3.3. – Construcción

Ambos fondos o cabezales son fabricados sin costura. Se construyen según indica el código ASME a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada.

## 7.4.- Faldilla

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la carcasa; esta línea de transición denominada justamente línea



de tangencia se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los fondos bombeados (y algunos cónicos) se construyen con una parte cilíndrica, denominada *pestaña* o *faldilla*.

La altura mínima “h” de la faldilla que se obtiene para este caso es de 25 mm:

$$h = 25 \text{ mm}$$

### 7.5.- Aislamiento

Como material aislante térmico de la columna se ha seleccionado la *lana de vidrio* por las siguientes razones:

- \* Buena resistencia a la transmisión del calor
- \* Buena resistencia mecánica
- \* Actúa como barrera contra el fuego ya que no es combustible ni inflamable (Clasificación M0)
- \* Su sistema de montaje es rápido, seguro y económico
- \* Totalmente estable a la dilatación y a la contracción
- \* No corrosivo

La lana de vidrio se presenta en lo que se conoce como *coquillas*. El espesor de aislante más económico que se adapta a las necesidades es de 30 mm, y se necesitan siete tramos de 1,2 metros de longitud cada uno :

**Lana vidrio:**

- 7 tramos
- Espesor : 30 mm



Fig. I.13. Coquillas

## 7.6.- Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

### 7.6.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba inicial hidráulica para la columna es de: 5,25 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{\text{hmin}} = 5,25 \text{ Kg/cm}^2$$

### 7.6.2.- Presión de prueba periódica

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba hidráulica que se realizará periódicamente a la columna es de : 4,55 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{\text{hmin}} = 4,55 \text{ Kg/cm}^2$$

## **CAPÍTULO 3: DISEÑO DE EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO**

### **1 – ACUMULADOR DE REFLUJO**

#### **1.1.- Capacidad**

La estimación de la capacidad del depósito, se ha realizado fijándola para una base de tiempo de operación de 15 minutos y posteriormente incrementando este valor en un 10 %:

$$\text{Capacidad acumulador} = 28 \text{ L}$$

#### **1.2.- Dimensionamiento**

El acumulador de reflujo que se utiliza es de **forma cilíndrica y disposición horizontal**. Las dimensiones óptimas del mismo son:

$$\begin{aligned} d \text{ (Diámetro)} &= 0,20 \text{ m} \\ l \text{ (Longitud)} &= 0,83 \text{ m} \end{aligned}$$

#### **1.3. – Diseño mecánico**

Los criterios de diseño que se han empleado en este apartado son los reflejados en el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

##### **1.3.1.- Datos básicos**

###### *1.3.1.1. – Presión de diseño*

La presión de diseño debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como:

$$P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = 3,387 \text{ atm} = 49,782 \text{ psia}$$

### 1.3.1.2. – Temperatura de diseño

Al igual que en el apartado anterior, debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$\begin{aligned} T_D &= 135,791 \text{ }^\circ\text{C} = \\ &= 408,941 \text{ K} = \\ &= 276,42 \text{ }^\circ\text{F} . \end{aligned}$
---

### 1.3.1.3. - Material

El material de construcción seleccionado para la columna es el **ACERO AL CARBONO SA-283 C**. Las razones para esta elección son las siguientes:

- \* Los aceros al carbono son los más disponibles y económicos de los aceros, recomendables para la mayoría de los recipientes donde no existan ni altas presiones ni temperaturas.
- \* El SA-283 C es uno de los aceros al carbono más utilizados por la excelente relación entre sus propiedades y su bajo coste.
- \* Su uso está limitado a aplicaciones con temperaturas de hasta 650°F (343,3 °C) y a recipientes con espesores que no excedan de 5/8 in (15,87 mm), cumpliéndose ambas condiciones para este caso.

## 1.3.2.- Carcasa

La carcasa tiene forma cilíndrica y disposición horizontal.

### 1.3.2.1. – Espesor mínimo

El espesor de la misma se calcula teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se toma el mayor valor de los dos. El espesor mínimo es igual a dicho valor más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

**Espesor mínimo ( $\epsilon_{\min}$ ):**

$$\epsilon_{\min} = 3,4 \text{ mm}$$

Bajo esfuerzo circunferencial		Bajo esfuerzo longitudinal	
$\epsilon_{\phi}$ (in)	$\epsilon_{\phi}$ (mm)	$\epsilon_x$ (in)	$\epsilon_x$ (mm)
0,01546	0,3929	0,00771	0,1958

Tabla I. 42

*1.3.2.2. – Diámetro externo*

El diámetro exterior del acumulador viene dado por el diámetro interior del recipiente (apartado 1.2.), más el espesor del material calculado en el apartado anterior, resultando ser de prácticamente 207 mm:

$$d_0 = 207 \text{ mm}$$

*1.3.2.3. – Construcción*

La carcasa se construirá mediante chapas soldadas a tope según se indica en el código ASME.

**1.3.3.- Fondos**

En el diseño de del equipo se emplearán FONDOS TORIESFÉRICOS TIPO KLOPPER, tanto para el fondo superior como para el fondo inferior (*Fig. 1.21*). Ambos se unirán mediante soldadura a tope a la carcasa cilíndrica en sus dos extremos.

*1.3.3.1. – Espesores*

El espesor de chapa que se les exige a ambos fondos o cabezales, incluyendo el sobreespesor por corrosión es de:

$$\epsilon \cong 3,7 \text{ mm}$$

### 1.3.3.2. – Dimensiones

Las dimensiones características de los fondos son las que se muestran:

<b>h (mm)</b>	<b>r (mm)</b>	<b>R (mm)</b>	<b>H (mm)</b>
12,95	20,7	207	41,4

Tabla I. 43

### 1.3.3.3. – Construcción

Ambos fondos o cabezales son fabricados sin costura. Se construyen según indica el código ASME a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada.

### 1.3.4. – Faldilla

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la carcasa; esta línea de transición denominada justamente línea de tangencia se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los fondos bombeados (y algunos cónicos) se construyen con una parte cilíndrica, denominada *pestaña* o *faldilla*.

La altura mínima “h” de la faldilla que se obtiene para este caso es de 25 mm:

$$h = 25 \text{ mm}$$

### 1.3.5. – Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

#### 1.3.5.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba inicial hidráulica para el acumulador es de: 5,25 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{hmin} = 5,25 \text{ Kg/cm}^2$$

#### 1.3.5.2.- Presión de prueba periódica

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba hidráulica que se realizará periódicamente al acumulador es de : 4,55 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{hmin} = 4,55 \text{ Kg/cm}^2$$

## 2 – DEPÓSITO DE DESTILADO

A efectos de diseño, este equipo queda fuera del objetivo y alcance del presente proyecto, de modo que en función de las necesidades particulares de este proceso se ha seleccionado un depósito adecuado dentro de los que se ofrecen en el mercado.

En base a las necesidades del proceso, se ha seleccionado un depósito cilíndrico con base de 500 litros de capacidad y de la marca comercial *AFFINITY* concretamente el modelo *500 AF*, de dimensiones: altura: 1450 mm y diámetro: 850 mm.



Fig. I.14

Las principales características del mismo son las siguientes:

- Cilíndrico de una sola pieza con tapa de inspección en la parte superior de 420 mm de diámetro.
- Posee base soporte con tornillos de amarre al tanque, todo en acero inoxidable
- La base posee en cada pata una planchuela agujereada para poder atornillarlo al plano de apoyo.
- Es liviano, fácil de colocar y transportar.
- Calidad inoxidable antimagnético AISI 304
- Atóxico, no transmite olores ni sabores de productos químicos
- Higiénico, sus paredes interiores lisas impiden la formación de mohos y bacterias.
- Alta resistencia a la corrosión.



## CAPÍTULO 4: DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

### 1- TANQUE ALIMENTACIÓN ENCAMISADO

El tanque de alimentación en el que se introduce la carga o lote inicial de aceites de fusel, es un tanque cilíndrico rodeado por una camisa, por la cual circula el vapor encargado de aportar calor a la mezcla.

El tanque a efectos de diseño se considera formado por dos recipientes cilíndricos como se observa en la figura:

- *Interno*, que es el depósito propiamente dicho, y está formado por una carcasa y dos cabezales o fondos (superior e inferior).
- *Externo*, que sería la camisa por la cual circula el vapor de calentamiento, y consta de la carcasa y de únicamente un cabezal o fondo inferior.

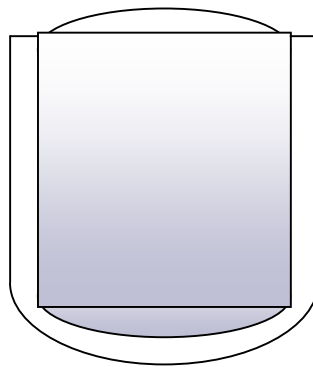


Fig. I.15

#### 1.1. - Dimensiones

##### 1.1.1. Tanque

El tanque será de forma cilíndrica y disposición vertical. En sus dos extremos se soldarán dos cabezales elipsoidales. La capacidad de diseño es de 2000L , y sus dimensiones:

Volumen (m <sup>3</sup> )	r (m)	h (m)
2	0,6	1,8

Tabla I. 44

Donde:

$Volumen = Volumen\ o\ capacidad\ máxima\ del\ tanque$

$r = Radio\ interior\ del\ tanque$

$h = Altura\ del\ tanque$

#### 1.1.1.1. - Fondos

Los cabezales o fondos son de tipo elíptico o elipsoidal:

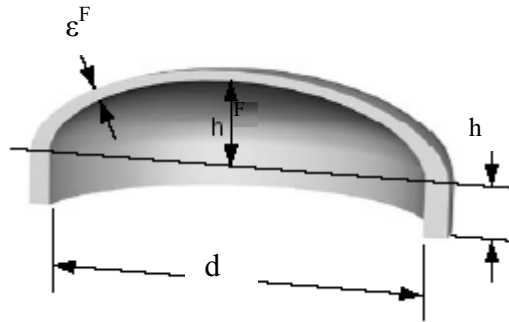


Fig. I.16.

Donde:

$\epsilon^F =$ Espesor de fondo	<b>4,055 mm</b> (Superior) <b>8 mm</b> (Inferior)
$h^F =$ Altura del fondo	<b>0,3 m</b>
$d =$ Diámetro del tanque	<b>1,2 m</b>
$h =$ Altura pestaña o faldilla	<b>25 mm</b>

Tabla I. 45

#### 1.1.2. Camisa

Dentro de la clasificación que hace el *Código Asme Sección VIII División I* en su *Apéndice 9* de los distintos tipos de camisas, esta se corresponde con las camisas denominadas de **Tipo 2**:

<i>Camisa tipo 2</i>		
<b>j (mm)</b>	<b>r (m)</b>	<b>L (m)</b>
<b>60</b>	<b>0,665</b>	<b>1,825</b>

Tabla I. 46

Donde:

$j$  = Espacio anular entre pared exterior del tanque y camisa

$r$  = Radio interior camisa

$L = h$  = Altura camisa

## 1.2. – Fluido calefactor

Las características del fluido calefactor (vapor de agua) son las siguientes:

<p><b><u>Fluido calefactor:</u></b></p> <p><i>Vapor de agua</i></p> <p><math>T_1 = 120\text{ °C}</math></p> <p><math>T_2 = 28,55\text{ °C}</math></p> <p><math>P = 2\text{ atm}</math></p> <p>Caudal = 6000 kg/h</p>
--

Fig. I.17.

Donde:

$T_1$  = temperatura de entrada fluido calefactor

$T_2$  = temperatura de salida fluido calefactor

## 1.3. – Transmisión de calor

### 1.3.1.- Calor intercambiado

La carga total de calor, se divide en calor sensible ( $q_s$ ) y calor latente para la ebullición ( $q_v$ ), siendo distintos para cada uno de los dos fraccionamientos.

El calor total que es necesario aportar en el proceso viene dado por la suma de los valores calculados para ambos fraccionamientos. Dicha cantidad de calor total se estima en 458510,676 Kcal:

$$q = 458510,676 \text{ Kcal}$$

En la tabla siguiente se desglosan los valores obtenidos para cada uno de ellos:

	<b>q<sub>v</sub> (Kcal)</b>	<b>q<sub>s</sub> (Kcal)</b>	<b>q (Kcal)</b>
<b><i>Fraccionamiento 1°</i></b>	276571,482	49228,832	<b>325800,315</b>
<b><i>Fraccionamiento 2°</i></b>	132710,361	0	<b>132710,361</b>
<b>TOTAL</b>	<b>409281,84</b>	<b>49228,83</b>	<b>458510,676</b>

Tabla I. 47

Donde:

$q_v = \text{Calor latente de vaporización (Kcal)}$

$q_s = \text{Calor sensible (Kcal)}$

$q = \text{Calor total (Kcal)} = q_v + q_s$

### 1.3.2.- Coeficiente global de transmisión de calor (U)

Se supone que el valor del coeficiente global de transmisión de calor (U) se mantiene constante durante todo el proceso.

$$U = 73,236 \text{ Kcal} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$$

### 1.3.3. – Área de intercambio (A)

El área total a través de la cual se ponen en contacto el fluido caliente que circula por la camisa que rodea al tanque y el fluido frío que se encuentra en su interior, será el área correspondiente a las paredes del tanque:

$$A = 6,786 \text{ m}^2$$

### 1.3.4.- Flujo de calor por unidad de área (Θ)

En el apartado correspondiente del anexo de cálculo (apartado 1.3.4. cáp. 4, pág. 268) se presenta de forma esquemática el procedimiento de cálculo que se sigue y se desarrolla para el cálculo del flujo de calor, el flujo de calor por unidad

de área así como el tiempo necesario de operación para cada uno de los fraccionamientos, y la temperatura de salida del fluido calefactor que será la misma para ambos.

De este procedimiento, se deriva el hecho de que forzosamente tanto el flujo de calor ( $q'$ ) como el flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ ), sean los mismos para ambos fraccionamientos.

En este apartado se presentarán únicamente los valores finales obtenidos a partir de la aplicación del algoritmo de cálculo.

#### 1.3.4.1.- 1<sup>er</sup> Fraccionamiento

El *tiempo de operación* ( $\varphi$ ) que se necesita para calentar la mezcla inicial desde temperatura ambiente (20 °C) hasta su temperatura de ebullición (107,45 °C) se estima en 2,35 h:

$$\varphi = 2\text{h } 20 \text{ min}$$

El *flujo de calor* ( $q'$ ) promediado en el tiempo para calentar la carga de la primera destilación a su temperatura de ebullición es de 138583,17 Kcal/h:

$$q' = 138583,17 \text{ Kcal/h}$$

El *flujo de calor por unidad de área* ( $\Theta$ ) se calcula y se verifica que es menor que el flujo máximo admisible para las condiciones que nos respectan:

$$\Theta = 20422,4 \text{ Kcal / h m}^2$$

$$20422,4 \text{ Kcal/h m}^2 < 32000 \text{ Kcal/h m}^2$$

#### 1.3.4.2.- Temperatura salida fluido caliente ( $T_2$ )

Se estima que la temperatura de salida del vapor de agua condensado será de 28,55 °C:

$$T_2 = 28,55 \text{ °C}$$

### 1.3.4.3.- 2º Fraccionamiento

El tiempo de operación ( $\phi$ ) que se necesita para el aporte de calor necesario en el caso de la segunda mezcla inicial, se estima en 0,958 h :

$$\phi \approx 57 \text{ min}$$

El procedimiento seguido para calcular el flujo de calor ( $q'$ ) para el caso del segundo fraccionamiento, implica que este coincide con el calculado para el caso del primero:

$$q' = 138583,17 \text{ Kcal/h}$$

Dado que tanto el flujo de calor  $q'$  (Kcal/h) como el área  $A$  ( $m^2$ ) son los mismos que en el caso del primer fraccionamiento, el flujo de calor por unidad de área  $\Theta$  (Kcal/h  $m^2$ ) será también el mismo.

$$\Theta = 20422,4 \text{ Kcal / h m}^2$$

$$20422,4 \text{ Kcal/h m}^2 < 32000 \text{ Kcal/h m}^2$$

### 1.3.5. Resumen resultados

A continuación se resumen en una tabla los resultados obtenidos para la transmisión de calor:

<b><math>m_h</math> (Kg/h)</b>	6000
<b><math>T_1</math> (°C)</b>	120
<b><math>T_2</math> (°C)</b>	28,55
<b><math>U</math> (Kcal/ (m<sup>2</sup> h °C)</b>	73,236
<b><math>A</math> (m<sup>2</sup>)</b>	6,786
<b><math>q'</math> (Kcal/h)</b>	138583,17
<b><math>\Theta</math> (Kcal / h m<sup>2</sup>)</b>	20422,4

Tabla I. 48

	FRACCIONAMIENTO 1°	FRACCIONAMIENTO 2°
$t_1$ (°C)	20	126,85
$t_2$ (°C)	107,45	126,85
$q$ (Kcal)	325800,315	132710,36
$W$ (Kg)	1499,4	1184,4
$\varphi$ (h)	2,35	0,958

Tabla I. 49

Donde:

$m_h$  = Caudal másico del fluido caliente (Kg / h)

$T_1$  = Temperatura de entrada fluido caliente (°C)

$T_2$  = Temperatura de salida fluido caliente (°C)

$U$  = Coeficiente global de transmisión de calor (Kcal / (m<sup>2</sup> h °C))

$A$  = Área de intercambio (m<sup>2</sup>)

$q'$  = Flujo de calor intercambiado (Kcal / h)

$\Theta$  = Flujo de calor por unidad de área (Kcal / h m<sup>2</sup>)

$t_1$  = Temperatura de entrada del fluido frío (°C)

$t_2$  = Temperatura de salida del fluido frío (°C)

$q$  = Calor total intercambiado (Kcal)

$W$  = Masa inicial fluido frío (Kg)

$\varphi$  = Tiempo de operación (h)

#### 1.4.- Diseño mecánico

Los criterios de diseño que se han empleado en este apartado son los reflejados en el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

Tanto el fondo o cabezal inferior como la carcasa del tanque, se encuentran rodeados por la camisa que contiene el vapor de calentamiento, por tanto se encuentran sometidos a una presión externa de 2 atmósferas. El diseño mecánico de estos dos componentes se hace en función de dicha presión externa.

Sin embargo el cabezal superior no se encuentra rodeado por la camisa, y por tanto no se encuentra sometido a presión externa. Este cabezal se diseña bajo presión interna.

#### 1.4.1.- Datos básicos

##### 1.4.1.1. – Presión de diseño

Se definen dos presiones de diseño distintas, una para el diseño de los componentes que se encuentran sometidos a presión externa (carcasa y cabezal inferior) , y otra para los que se encuentran bajo presión interna (cabezal superior).

La *presión interna de diseño* debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como:

$$P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = 3,387 \text{ atm} = 49,782 \text{ psia}$$

La *presión externa de diseño* debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como:

$$P_D = 4,066 \text{ Kg/cm}^2 = 3,935 \text{ atm} = 57,838 \text{ psia}$$

##### 1.4.1.2. – Temperatura de diseño

Al igual que en el apartado anterior, debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$



$$T_D = 151,327 \text{ }^\circ\text{C} = 424,477 \text{ K} = 304,388 \text{ }^\circ\text{F}$$

#### 1.4.1.3.- Material

El material de construcción seleccionado para el tanque encamisado es el ACERO AL CARBONO SA-516 grado 60 que se utiliza en la construcción de tanques para servicios de baja y media temperatura (temperaturas de diseño hasta 775 °F).

#### 1.4.2. Carcasa

La carcasa tiene forma cilíndrica y disposición vertical.

##### 1.4.2.1. – Espesor

El espesor de la misma se calculará bajo la presión externa provocada por la camisa de vapor que rodea al tanque.

El espesor de la carcasa, incluyendo el sobreepesor por corrosión es:

$$\varepsilon = 8 \text{ mm (0,315 in)}$$

##### 1.4.2.2. – Diámetro externo

El diámetro exterior del acumulador viene dado por el diámetro interior del recipiente (apartado 1.2.), más el espesor del material calculado en el apartado anterior, resultando ser de 1216 mm:

$$d_0 = 1216 \text{ mm (47,874 in)}$$

##### 1.4.2.3. – Construcción

La carcasa se construirá mediante chapas soldadas a tope según se indica en el código ASME.

### 1.4.3.- Fondos

Los fondos o cabezales serán de tipo elíptico o elipsoidal, tanto el fondo inferior como el superior.

#### 1.4.3.1. – Espesores

El espesor mínimo para el cabezal o fondo superior que se calcula teniendo en cuenta que se encuentra bajo presión interna es, incluyendo el sobreespesor por corrosión, de:

$$\varepsilon = 4,055 \text{ mm} \quad (0,16 \text{ in})$$

El espesor mínimo para el cabezal o fondo inferior que se calcula teniendo en cuenta que se encuentra bajo presión externa es, incluyendo el sobreespesor por corrosión, de:

$$\varepsilon = 8 \text{ mm} \quad (0,315 \text{ in})$$

#### 1.4.3.2. – Construcción

Ambos fondos o cabezales son fabricados sin costura. Se construyen según indica el código ASME a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada.

### 1.4.4.- Faldilla

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la carcasa; esta línea de transición denominada justamente línea de tangencia se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los fondos bombeados (y algunos cónicos) se construyen con una parte cilíndrica, denominada *pestaña* o *faldilla*.

La altura mínima “h” de la faldilla que se obtiene para este caso es de 25 mm:

$$h = 25 \text{ mm}$$

### 1.4.5. Camisa

#### 1.4.5.1. - Espesor

Se calcula el espesor mínimo bajo la presión interna del vapor circulante, para las dos partes que constituyen la camisa (carcasa y fondo inferior) por separado.

La carcasa tiene forma cilíndrica y disposición vertical. Su espesor se calcula teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se toma el mayor valor de los dos. El espesor mínimo es igual a dicho valor más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

#### Espesor mínimo ( $\epsilon_{\min}$ ):

$$\epsilon_{\min} = 5,6 \text{ mm (0,22 in)}$$

Bajo esfuerzo circunferencial		Bajo esfuerzo longitudinal	
$\epsilon_\phi$ (in)	$\epsilon_\phi$ (mm)	$\epsilon_x$ (in)	$\epsilon_x$ (mm)
0,1012	2,57	0,05	1,28

Tabla I. 50

El espesor mínimo de chapa que se le exige al fondo o cabezal inferior que forma parte de la camisa, incluyendo el sobreespesor por corrosión es de:

$$\epsilon \cong 5,6 \text{ mm (0,22 in)}$$

#### 1.4.5.2. – Diámetro externo

El diámetro exterior de la camisa que rodea al tanque viene dado por el diámetro interior del recipiente (apartado 1.1.2.), más el espesor del material calculado en el apartado anterior, resultando ser de prácticamente 1342 mm:

$$d_0 = 1342 \text{ mm ( 53 in)}$$

#### 1.4.6.- Unión camisa-tanque

En la parte superior de la carcasa del tanque, la pared de la camisa se une mediante soldadura a la pared de este (ver figura en página siguiente).

Las dimensiones de la soldadura que recomienda el código para este tipo de camisa, no deberán ser menores que los siguientes valores:

- $0,83 \cdot t_{c \text{ min}} = 4,65 \text{ mm (0,18 in)}$
- $1,5 \cdot t_{c \text{ min}} = 8,4 \text{ mm (0,33 in)}$
- $t_{c \text{ min}} = 5,6 \text{ mm (0,22 in)}$

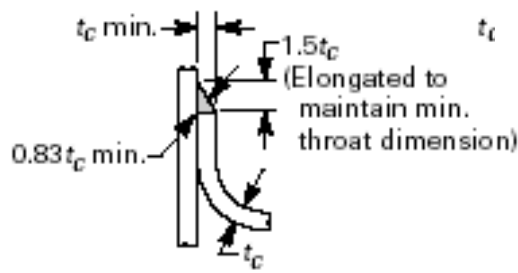


Fig. I.18.

#### 1.4.7.- Aislamiento

Como material aislante térmico de la columna se ha seleccionado la *lana de vidrio* por las razones expuestas en el apartado 7.5. Cáp.2º de la presente memoria.

Para este caso (aislamiento de tanques y depósitos), la lana de vidrio se presenta en lo que se conoce como *lamelas*.

El espesor de aislante más económico que se adapta a las necesidades es de 50 mm, y se presenta en rollos de ancho igual a 0,6 m y 5 m de largo:

**Lana vidrio:**

- **Espesor : 50 mm**
- Largo : 5 m
- Ancho: 0,6 m

#### 1.4.8. – Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

##### 1.4.8.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba inicial hidráulica para el tanque encamisado es de:  $6,1 \text{ Kg/cm}^2$

$$P_{\text{hmin}} = 6,1 \text{ Kg/cm}^2$$

#### 1.4.8.2.- Presión de prueba periódica

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba hidráulica que se realizará periódicamente al tanque encamisado es de : 5,28 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{\text{hmin}} = 5,28 \text{ Kg/cm}^2$$

## 2 – CONDENSADOR

### 2.1.- Tipo

El intercambiador que se utiliza para condensar el vapor que se obtiene por cabezas es un *condensador total* de forma que todo el vapor que entra en el intercambiador sufre un cambio de fase y sale del mismo como líquido.

Es un intercambiador de carcasa y tubo, donde el fluido refrigerante circula por el interior de los tubos mientras que la condensación ocurre por la coraza o carcasa. Generalmente son intercambiadores 1-2 con cabezal flotante.

Las características del equipo son:

- \* Circulación de los fluidos a contracorriente
- \* Número de pasos por el lado de la carcasa : 1
- \* Número de pasos por el lado de los tubos : 2

### 2.2.- Fluido refrigerante

El fluido refrigerante que se utilizará para condensar el vapor de cabezas será *agua* . La características del mismo se resumen en el siguiente cuadro:

#### Fluido refrigerante:

*Agua*

Temperatura entrada:  $t_1 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura salida:  $t_2 = 48,3 \text{ }^\circ\text{C}$

Caudal másico:  $m_f = 4500 \text{ kg/h}$

## 2.3. – Transmisión de calor

### 2.3.1.- Calor intercambiado

Se calcula el flujo de calor que se intercambia tanto para el caso del primer fraccionamiento como para el segundo, y se toma el mayor valor de estos para el diseño del intercambiador:

$$q' = 39417,74 \text{ Kcal/h}$$

FRACCIONAMIENTO 1°	FRACCIONAMIENTO 2°
<b>q' (Kcal/h)</b>	<b>q' (Kcal/h)</b>
39417,74	12058,81

Tabla I. 51

### 2.3.2.- Coeficiente global de transmisión de calor

Se supone que el valor del coeficiente global de transmisión de calor (U) se mantiene constante durante todo el proceso.

En los intercambiadores de calor tubulares hay que tener en cuenta que después de cierto tiempo de uso se producen depósitos en el interior y exterior de los tubos, constituyendo resistencias a la transmisión de calor. Estas resistencias hacen que disminuya la eficacia de la transmisión y por tanto que el coeficiente de transmisión global disminuya también.

Por esta razón se definen dos tipos de coeficientes globales de transmisión de calor:

$U_p$  : Coeficiente global de transmisión de calor limpio

$U_s$  : Coeficiente global de transmisión de calor sucio

Interesa conocer  $U_s$  para poder calcular el área necesaria de intercambio teniendo en cuenta esta disminución de eficacia en la transmisión.

$$U_s = 563,36 \text{ Kcal/ (}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h)}$$

### 2.3.3.- Área de intercambio

Para el cálculo tanto del área óptima de intercambio (A) como para los valores óptimos del caudal másico ( $m_F$ ) y de la temperatura de salida del agua ( $t_2$ ), se propone un procedimiento iterativo de cálculo, que se desarrolla en el apartado correspondiente del anexo de cálculo (*aptdo. 2.3.3. Cáp. 4, pág.307*)

En este apartado de la memoria, únicamente se presentarán los valores finales, obtenidos como resultado de la aplicación del algoritmo de cálculo.

#### 2.3.3.1.- Temperatura de salida del fluido caliente ( $t_2$ )

La temperatura de salida del agua será de:

$$t_2 = 48,32 \text{ }^\circ\text{C}$$

#### 2.3.3.2.- Diferencia de temperatura media logarítmica (DLTM)

La diferencia de temperaturas entre los dos fluidos en el intercambiador variará, en general, de un punto a otro. Por ello se calcula la diferencia de temperatura media logarítmica conocida como DLTM para flujo en contracorriente, a partir de las temperaturas de entrada y salida de ambos fluidos, dando como resultado: 80,81 °C.

F. FRÍO		F. CALIENTE	
$t_1$ (°C)	$t_2$ (°C)	$T_1$ (°C)	$T_2$ (°C)
20	48,32	115,8	115,8

Tabla I. 52

$$DLTM = 80,81 \text{ }^\circ\text{C}$$



### 2.3.3.3.- Factor de corrección ( $F_c$ )

El término  $F_c$  mide la eficacia del intercambiador si se compara con la contracorriente pura.

$$F_c = 1$$

### 2.3.3.4.- Área de intercambio ( $A$ )

El área de intercambio que se obtiene es de:

$$A = 0,8658 \text{ m}^2$$

### 2.3.4.- Flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ )

Conociendo el flujo de calor y el área de intercambio, se puede conocer el flujo de calor intercambiado por unidad de área:

$$\Theta = 45526,91 \text{ Kcal / h m}^2$$

## 2.4. – Haz de tubos

### 2.4.1.- Características

Los tubos que componen en el haz tendrán las siguientes características:

#### 2.4.1.1.- Material

El material seleccionado es el acero al carbono, concretamente el:

**SA-178 grado A**

#### 2.4.1.2.- Longitud

La longitud de los tubos seleccionada, que dará la longitud de la carcasa es de 2,44 m:

$$l_t = 8 \text{ ft } (2,44 \text{ m})$$

### 2.4.1.3.- Espesor (BWG)

Los espesores de los tubos también se encuentran normalizados en unidades de calibre de alambre de Birmingham (BWG). De estos se ha seleccionado el espesor 12BWG:

**Espesor: 12 BWG (2,77 mm)**

### 2.4.1.4.- Diámetro externo (Diámetro nominal)

Para el diseño de los tubos se ha seleccionado un diámetro externo de 3/4 in:

**$d_0 = 3/4 \text{ in (19,05 mm)}$**

### 2.4.2.- Disposición

La disposición del haz de tubos será de *paso cuadrado normal*, para facilitar la limpieza mecánica exterior del haz tubular.

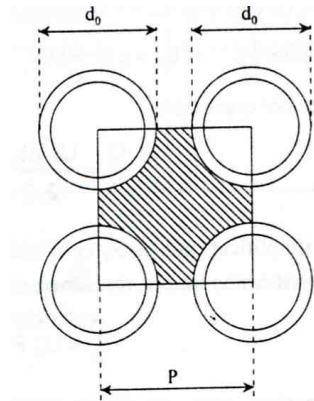


Fig. I.19.

### 2.4.3.- Distancia entre tubos ( $P_i$ )

Para diámetros externos de 3/4 in, el espaciado más común para pasos cuadrados es de 1 in.

**$P_i = 1 \text{ in (25,4 mm)}$**

#### 2.4.4.- Número de tubos ( $N_t$ )

Se estima que el número de tubos mínimos necesarios para las condiciones particulares del intercambiador, es de 5,93 . Sin embargo, el número de tubos estándar, que corresponde para el caso de disposición cuadrada, diámetro 3/4 in y espaciamiento de 1 in, es de 26:

$$N_t = 26$$

### 2.5.- Carcasa

El haz de tubos de encuentra alojado en una carcasa, provisto de una tobera de entrada y otra de salida para el fluido que circula por el exterior de los tubos siguiendo el camino impuesto por las placas deflectoras.

La carcasa del condensador tiene forma cilíndrica y disposición horizontal.

#### 2.5.1.- Tipo

El tipo de carcasa que se utiliza en el diseño del condensador, será de flujo dividido. Este tipo de carcasa viene designado por TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) con la letra G.

#### TIPO G (Tipo Flujo dividido)

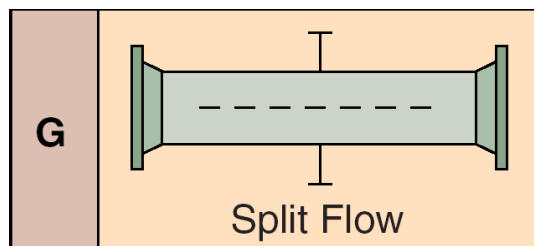


Fig. I.20.

#### 2.5.2.- Material

El material seleccionado para la construcción de la carcasa es el acero al carbono. Concretamente el acero:

**SA 285 grado C**

### 2.5.3.- Dimensiones

#### 2.5.3.1.- Diámetro interno

El diámetro interior estándar correspondiente de carcasa es de 8 in (20,3 cm).

$$d_c = 8 \text{ in } (20,3 \text{ cm})$$

#### 2.5.3.2.- Longitud

La longitud de la carcasa viene dada por la longitud de tubo seleccionada en el apartado 2.4.1.2. :

$$l_c = 8 \text{ ft } (2,44 \text{ m})$$

### 2.5.4.- Diseño mecánico

#### 2.5.4.1.- Datos básicos

Tanto la presión de diseño como la temperatura de diseño son calculadas según el *Código ASME Sección VIII División I* para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

La presión de diseño debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como:

$$P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = 3,387 \text{ atm} = 49,782 \text{ psia}$$

La temperatura de diseño debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_D = 135,791 \text{ }^\circ\text{C} = 408,941 \text{ K} = 276,42 \text{ }^\circ\text{F}$$

#### 2.5.4.2.- Espesor mínimo

El espesor de la misma se calcula teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se toma el mayor valor de los

dos. El espesor mínimo es igual a dicho valor más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

**Espesor mínimo ( $\epsilon_{\min}$ ):**

$$\epsilon_{\min} = 3,34 \text{ mm}$$

Bajo esfuerzo circunferencial		Bajo esfuerzo longitudinal	
$\epsilon_{\phi}$ (in)	$\epsilon_{\phi}$ (mm)	$\epsilon_x$ (in)	$\epsilon_x$ (mm)
0,0144	0,367	0,0072	0,183

Tabla I. 53

### 2.5.5.- Diámetro externo

El diámetro exterior viene dado por el diámetro interior de la carcasa (apartado 2.5.3.1.), más el espesor del material calculado en el apartado anterior, resultando ser de prácticamente 210 mm:

$$d_0 = 210 \text{ mm}$$

### 2.5.6.- Pruebas

Al completarse la fabricación en el taller y también durante las operaciones de mantenimiento, se probará hidrostáticamente el lado de la carcasa del intercambiador tubular con el fin de poder efectuar un examen visual de los extremos de los tubos y localizar las posibles fugas.

## 2.6.- Deflectores

El haz de tubos del condensador lleva deflectores transversales, constituidos por un disco que tiene un diámetro ligeramente inferior al de la carcasa y que posee un segmento libre igual al 25% del diámetro interior de la carcasa.

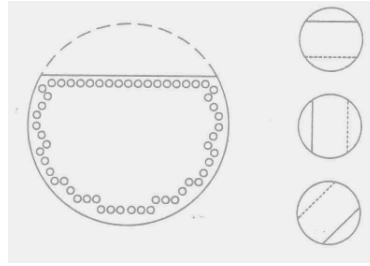


Fig. I.21.

Al ser de flujo dividido, se contará además con un deflector longitudinal cuya función será precisamente la de fraccionar o dividir el flujo hacia ambos lados.

### 2.6.1.- Espaciamiento entre deflectores ( $\beta$ )

En general, el espaciamiento mínimo entre deflectores medido de centro a centro, será de 5 pulgadas:

$$\beta = 5 \text{ in (12,7 cm)}$$

### 2.6.2. – Número de deflectores

El número de deflectores totales necesarios se estima en 38:

$$\text{N}^\circ \text{ Deflect.} = 38$$

### 2.6.3.- Tipo

Los deflectores transversales serán *deflectores segmentados* (o deflectores con 25 % de corte).

El deflector longitudinal, estará constituido por una simple chapa inserta en medio del haz de tubos.

### 2.6.4.- Altura ( $h_d$ )

La altura de los deflectores transversales que se obtiene es:

$$h_d = 6 \text{ in (15,225 cm)}$$

En el caso del deflector longitudinal, no se trataría de altura sino de longitud. La longitud del deflector longitudinal que se obtiene es:

$$l_d = 6 \text{ ft (187 cm)}$$

## 2.7.- Cabezales

### 2.7.1.- Cabezal extremo frontal

Los cabezales frontales o estacionarios son los cabezales del lado del tubo, y para el diseño de condensador de flujo dividido, se utiliza un cabezal estacionario tipo A, de canal y cubierta desmontable designado por TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association):

#### Cabezal estacionario Tipo A

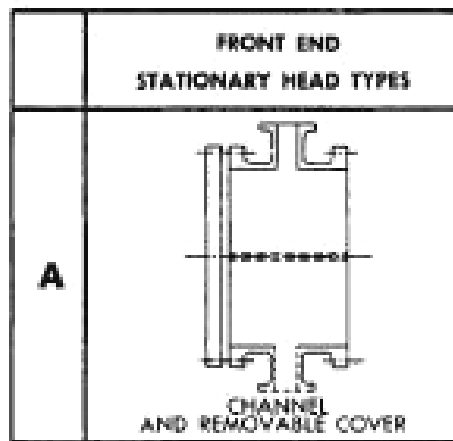


Fig. I.22.

### 2.7.2.- Cabezal extremo posterior

Para la configuración de los condensadores de cabezal flotante dada igualmente por TEMA, el cabezal posterior que se utiliza es un cabezal flotante con dispositivo de apoyo (Tipo S):

#### Cabezal posterior tipo S

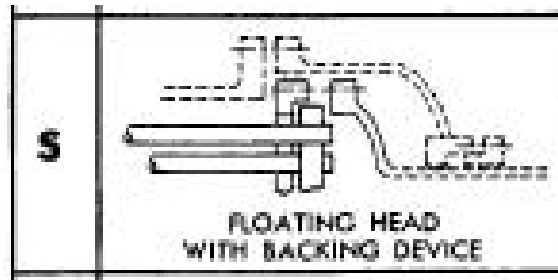


Fig. I.23.

## 2.8.- Denominación del intercambiador

Siguiendo las prácticas recomendadas por TEMA para la designación de intercambiadores de carcasa y tubo mediante números y letras, el intercambiador se denominaría:

### TAMAÑO 8 – 96 TIPO AGS

Donde:

- 8 es el diámetro nominal, que corresponde al diámetro interior de la carcasa en pulgadas.
- 96 es la longitud nominal, que corresponde a la longitud de tubo en pulgadas
- A es el tipo de cabezal estacionario o frontal, G el tipo de carcasa y S el tipo de cabezal posterior.

## 2.9.- Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:



- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

### 2.9.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba inicial hidráulica para el condensador es de: 5,25 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{\text{hmin}} = 5,25 \text{ Kg/cm}^2$$

### 2.9.2.- Presión de prueba periódica

El valor mínimo que se obtiene de presión de prueba hidráulica que se realizará periódicamente al condensador es de : 4,55 Kg/cm<sup>2</sup>

$$P_{\text{hmin}} = 4,55 \text{ Kg/cm}^2$$

## CAPÍTULO 5: DISEÑO DE TUBERÍAS

El objeto de este capítulo es la propuesta y selección de un material, diámetro y espesor adecuados para las conducciones que forman parte de la unidad proyectada.

Las tuberías totales necesarias en la instalación son siete. En la tabla siguiente se numeran y nombran cada una de ellas indicando el fluido que transportan, así como cuáles son los equipos que conectan:

Nº Tubería	Nomenclatura	Inicio-Fin	Fluido transportado
1	<i>E-101 / V-101</i>	Tanque alimentación - Columna	Vapor
2	<i>V-101 / E-101</i>	Columna - Tanque alimentación	Líquido
3	<i>V-101 / E-102</i>	Columna - Condensador	Vapor
4	<i>E-102 / V-102</i>	Condensador - Acumulador	Líquido
5	<i>V-102 / T</i>	Acumulador - Bifurcación	Líquido
6	<i>T / V-101</i>	Bifurcación - Columna	Líquido
7	<i>T / DD</i>	Bifurcación - Depósito Destilado	Líquido

Tabla I. 54

### 1- MATERIALES

El material que se utilizará para la construcción de todas las tuberías de proceso, tanto para aquellas que transportan líquido como vapor será **acero al carbono calmado** del tipo **A-106 Grado B**.

## 2- DIÁMETROS NOMINALES

Los diámetros nominales son los diámetros estándar que se comercializan para las tuberías de acero. Se determinan mediante tablas, como el valor inmediatamente superior al del diámetro teórico que se obtiene para cada tubería.

En la siguiente tabla se recogen los diámetros teóricos y nominales para cada una de las tuberías, además de otros datos como las velocidades medias de circulación y los caudales volumétricos, para los cuales se ha realizado el diseño:

Nº Tubería	Nomenclatura	DN (in)	DE (in)	v (m/s)	Q <sub>máx</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Fluido transportado
1	E-101 / V-101	2	2,375	20	120,22	Vapor
2	V-101 / E-101	½	0,840	1,5	0,0889	Líquido
3	V-101 / E-102	2	2,375	20	120,22	Vapor
4	E-102 / V-102	½	0,840	1,5	0,102	Líquido
5	V-102 / T	½	0,840	1,5	0,102	Líquido
6	T / V-101	½	0,840	1,5	0,102	Líquido
7	T / DD	½	0,840	1,5	0,102	Líquido

Tabla I. 55

Donde:

- DN = Diámetro nominal de la tubería (in)
- DE = Diámetro externo de la tubería (in)
- v = velocidad media de circulación del fluido (m/s)
- Q<sub>máx</sub> = Caudal volumétrico máximo de fluido (m<sup>3</sup>/s)

### 3- ESPESORES

Los espesores comerciales o estándar así como el número de cédula o designación, se seleccionan a partir los espesores mínimos y del diámetro nominal de cada tubería.

Los resultados finales de diámetro nominal, espesor mínimo, espesor comercial y n° de cédula para cada una de las tuberías, se resumen en la siguiente tabla:

N° Tubería	Nomenclatura	DN (in)	DE (in)	$\epsilon_{min}$ (in)	$\epsilon$ (in)	$\epsilon$ (mm)	N° Cédula
1	<i>E-101 / V-101</i>	2	2,375	0,134	<b>0,154</b>	<b>3,91</b>	40STD
2	<i>V-101 / E-101</i>	½	0,840	0,133	<b>0,147</b>	<b>3,73</b>	80XS
3	<i>V-101 / E-102</i>	2	2,375	0,134	<b>0,154</b>	<b>3,91</b>	40STD
4	<i>E-102 / V-102</i>	½	0,840	0,133	<b>0,147</b>	<b>3,73</b>	80XS
5	<i>V-102 / T</i>	½	0,840	0,133	<b>0,147</b>	<b>3,73</b>	80XS
6	<i>T / V-101</i>	½	0,840	0,133	<b>0,147</b>	<b>3,73</b>	80XS
7	<i>T / DD</i>	½	0,840	0,133	<b>0,147</b>	<b>3,73</b>	80XS

Tabla I. 56

Donde:

- *DN = Diámetro nominal de la tubería (in)*
- *DE = Diámetro externo de la tubería (in)*
- *$\epsilon_{min}$  = Espesor mínimo de la tubería (in)*
- *$\epsilon$  = Espesor comercial de la tubería (in o mm)*

## **4- LONGITUDES**

Los tramos de las tuberías de acero serán de la mayor longitud posible. La longitud de tubo necesaria para cada una de las conducciones, vendrá determinada por el mayor o menor acercamiento entre los distintos equipos en cuanto a distancia y altura. Dado que se desconoce la distribución en planta, pues esta dependerá del lugar concreto en el que vaya a ser la instalación, no se puede predecir con exactitud la longitud que se necesitará para cada una de las tuberías, al igual que tampoco se conoce el número exacto de accesorios (codos, uniones...etc). Estas cuestiones serán resueltas una vez que se proceda al montaje.

## **5- UNIONES**

Las uniones entre los distintos tramos serán de tipo permanente por dos razones principalmente: en primer lugar, constituyen uniones más robustas que las mecánicas o desmontables, y en segundo, son de menor coste que las anteriores.

Las uniones permanentes para tuberías de acero de diámetro nominal mayor o igual a 2 pulgadas, se harán por el procedimiento de soldadura a tope, mientras que las de diámetro nominal menor de 2 pulgadas, se unirán mediante el sistema de enchufe y soldadura, a veces denominado también de soldadura a solape.

La soldadura a tope consiste en la unión de dos elementos colocados aproximadamente en el mismo plano, para lo cual los extremos de los elementos a soldar se deben preparar adecuadamente mediante la formación de un bisel, cuyas dimensiones, así como la distancia que debe existir entre los bordes, detalles de la soldadura...etc, vienen definidos en la norma ANSI B16.25.

El sistema de unión de enchufe y soldadura consiste en que uno de los elementos o tubos a unir, está dotado de un rebaje en el cual encaja la tubería a la que va conectar, la cual tendrá el extremo liso. Una vez que el extremo del tubo se ha introducido en el rebaje del elemento al cual conecta, se suelda todo alrededor.

Si por razones de espacio o distribución, fuese previsible la necesidad de un desmontaje frecuente de las uniones, se utilizarán uniones mecánicas o desmontables. Este tipo de uniones para las tuberías de acero de diámetro nominal

mayor o igual a 2 pulgadas, se realizarán mediante bridas, mientras que las de diámetro nominal menor de 2 pulgadas se efectuarán por uniones roscadas.

Todas estas uniones, son también aplicables a uniones de tuberías y accesorios entre sí, válvulas y bridas.

## 6- AISLAMIENTO

Como material aislante térmico de las tuberías se ha seleccionado la *lana de vidrio* por las mismas razones expuestas en el apartado 7.5. Cáp.2º de la presente memoria

Para este caso, la lana de vidrio se presenta en lo que se conoce como *coquillas*. El espesor de aislante más económico que se adapta a las necesidades es de 30 mm:

**Aislamiento:**

- Lana de vidrio
- Espesor : 30 mm



Fig. I.13. Coquillas

## 7- PRUEBAS

Las distintas tuberías antes de su puesta en servicio, serán sometidas a las pruebas pertinentes que establece el *Código ANSI B31* para tuberías a presión, concretamente la sección *ANSI B31.3*. para “Tuberías de Refinerías de Petróleo y Plantas Químicas” (*Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code*).

## CAPÍTULO 6 : INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

El control detallado del proceso queda fuera del objetivo y alcance del presente proyecto. En este apartado solamente se describirá de forma breve y sin profundizar cómo se llevará a cabo el control de la relación de reflujo, así como enumerar la instrumentación que se utilizará en el proceso.

### 1- CONTROL DE LA RELACIÓN DE REFLUJO

La corriente de reflujo es la corriente de líquido destilado que se devuelve a la columna por su parte superior.

La relación de reflujo, es decir la relación entre el flujo de líquido devuelto  $L$ , y el flujo de destilado obtenido  $D'$ , se mantendrá constante durante cada una de las dos etapas de destilación (primer y segundo fraccionamiento) definidas inicialmente. Estos valores han sido calculados en el capítulo 2 de la memoria de cálculo resultando:

	$(L/D')_i$
Fraccionamiento 1°	4,558
Fraccionamiento 2°	5,39

Tabla I. 57

El control de la misma consistirá en mantener constantes los caudales máxicos de las dos corrientes, los cuales fueron también calculados en el capítulo 2 de la memoria de cálculo (Tabla II.92, pág.215):

	$D'_i$ (Kg/h)	$L_i$ (Kg /h)
Fraccionamiento 1°	15,526	70,781
Fraccionamiento 2°	13,395	72,216

Tabla I. 58

El lazo de control se establecerá a la salida en la corriente de destilado, será

por tanto un lazo de control cerrado como se observa en la figura siguiente:

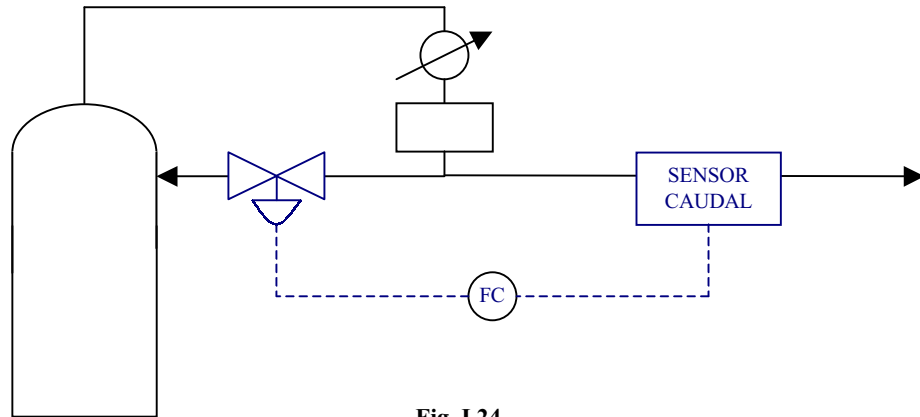


Fig. I.24.

El lazo de control consta de los siguientes elementos:

- *Sensor*
- *Controlador*
- *Regulador* : Válvula de control

El sensor de caudal seleccionado es un sensor de caudal másico, por tener mayor precisión que los sensores volumétricos.

El controlador de caudal, de tipo PID, es programado para que mediante accionamiento eléctrico provoque el cierre o apertura gradual de la válvula de control , siempre que el caudal de destilado disminuya o aumente respecto al valor establecido o *set-point*. Dicho valor será distinto para cada una de las dos destilaciones sucesivas y se corresponde en cada caso con los siguientes valores:

#### Set-Point

1ª Fracción : 15,5 Kg/h

2ª Fracción: 13,4 Kg/h

El error intrínseco que se comete normalmente en la medida del caudal másico suele ser del orden del  $\pm 0,1 \%$ , lo que se traduce en este caso en un error aproximado de  $\pm 1,5$  Kg/h para la corriente de destilado de la primera fracción y  $\pm 1,3$  Kg/h para el caso de la segunda.



Dependiendo de cuál sea finalmente la distribución en planta de los distintos equipos, puede que sea necesario el empleo de una bomba que impulse el líquido de recirculación hasta la parte superior de la columna. En principio, esta posibilidad habría que plantearla únicamente en el caso en que el acumulador estuviese situado a una altura menor que la de la zona de cabezas de la columna. En ese caso, se seleccionaría una bomba de capacidad y dimensiones adecuadas, cuyas características serían función de la ubicación del acumulador con respecto a la columna

## **2- INSTRUMENTACIÓN**

Dentro de la instrumentación que se va a utilizar en el proceso, cabe distinguir por un lado los instrumentos de medición, y por otro, los destinados a la regulación.

### **2.1. Medición**

#### **2.1.1. Temperatura**

La principal variable a medir en el proceso va a ser la temperatura.

Se utilizarán medidores de temperatura tanto en la zona de colas como en la zona de cabezas. Uno de ellos se ubicará en el tanque de alimentación encamisado, y el otro en el condensador.

Para ello, teniendo en cuenta el rango de temperaturas de la operación, así como por razones económicas, de exactitud y estabilidad, se han seleccionado *termopares de tipo T*.

Los termopares son los instrumentos de medida de temperatura más comunes en el control de procesos industriales. Son medidores por contacto, poseen un amplio rango de medida (de  $-200^{\circ}$  a  $1200^{\circ}\text{C}$ ) y un coste reducido. Suelen ser de pequeño tamaño y respuesta rápida, y aunque son de construcción simple, cabe destacar su dureza, que les permite soportar golpes y fuertes vibraciones.

Entre la amplia gama de termopares existentes, se han seleccionado los de tipo T, por ser los que más se ajustan al rango de temperaturas del proceso y por ser

los de mayor exactitud, teniendo un error de  $\pm 0,5$  °C, frente a los errores mayores del resto de termopares.

En el siguiente cuadro se exponen tres tipos principales de termopares, en el que se indican sus rangos de aplicación y errores respectivos:

Termopar	Rango de temperatura de trabajo	Errores de medición
<i>Tipo K</i>	-200 – 1200 °C	$\pm 2,5$ °C
<i>Tipo T</i>	-200 – 350 °C	$\pm 0,5$ °C
<i>Tipo J</i>	-40 – 750 °C	$\pm 1,5$ °C

Tabla I. 59

### 2.1.2. Caudal

Como se comentó en el primer apartado del presente capítulo, interesa medir el caudal de la corriente de destilado para poder ejercer el control sobre la relación de reflujo.

Los medidores o sensores de caudal, se clasifican en sensores másicos y sensores volumétricos. En los primeros, la medida es proporcional a la masa de fluido que atraviesa la conducción, mientras que en el caso de los segundos la medida es proporcional al volumen del fluido circulante.

Para la unidad aquí proyectada, se ha seleccionado un sensor de caudal de tipo másico por tener una mayor precisión que los volumétricos. Este sensor se instalará en la conducción que transporta el producto destilado (tubería 7, *T/DD*) e irá conectado a un controlador como se observa esquemáticamente en la figura I.24.

## 2.2. Regulación

### 2.2.1. Caudal

Como se ha establecido en el apartado del control, interesa regular la cantidad de líquido que se recircula a la columna, para poder ejercer el control sobre la relación de reflujo.

El dispositivo que se utiliza para efectuar esta regulación, es una válvula de control la cual se acciona eléctricamente, permitiendo o no de forma gradual el paso del fluido. Está conectada a un controlador, del cual recibe la señal que provoca el cierre / apertura en mayor o menor medida de la misma (ver figura I.24).

Esta válvula de control se instalará en la conducción, a través de la cual el líquido es recirculado de nuevo a la columna (tubería 6, *T/V-101*).

### 2.2.2. Presión

Dado que el proceso de destilación se produce a presión atmosférica, es necesario instalar dispositivos de regulación, que garanticen que la presión en el interior de los equipos no va a exceder de la atmosférica por encima de un determinado límite establecido.

Los instrumentos de regulación que se utilizan a estos efectos, son las denominadas *válvulas de seguridad*. Estas válvulas, que están normalmente cerradas, se abren por la acción de un muelle cuando la diferencia de presión entre la entrada y la salida de la válvula alcanza un cierto valor previamente establecido.

Como el proceso completo se realiza a presión atmosférica, se instalarán válvulas de seguridad en todos los equipos para prevenir excesos de presión por la acción del vapor que se genera.

Se considera admisible un exceso de presión de hasta 0,5 atm por encima de la atmosférica. Es decir, como *set-point* o presión de disparo se establece un valor de presión máxima de hasta 1,5 atm, de forma que cuando se alcance dicho valor máximo en el equipo, la válvula de seguridad se abrirá para disminuir la presión en el interior de este.

## **CAPÍTULO 7 : ACCESORIOS**

---

### **1- ACCESORIOS**

Los accesorios se utilizan en las conducciones, principalmente con los siguientes propósitos:

- Cambiar la dirección de la línea (codos)
- Cambiar el diámetro de la línea (amplidores / reductores)
- Conectar diferentes ramas de la línea (“tés”, cruces..)
- Cerrar el final de la línea (tapas)

La tubería que sale del acumulador de reflujo (tub. 5, *V102 / T*), dispondrá en su extremo de una bifurcación que normalmente será en forma de “T”, la cual conecta con las tuberías 6 y 7 que conducen a la columna y al depósito de destilado respectivamente.

Los restantes accesorios que se utilizarán en esta unidad de proceso, serán aquellos que se consideren necesarios una vez se proceda a la instalación de la misma, y por tanto se conozca la ubicación y distribución de los diferentes equipos.

Los accesorios que se utilicen estarán normalizados según la norma ANSI B.16.11, y serán de material y dimensiones adecuadas, de acuerdo a las características de diámetro nominal, material y espesor de las distintas tuberías y equipos.

El tipo de unión entre los accesorios, y entre estos y las tuberías con las que acoplan, dependerán de si el diámetro nominal es mayor o menor de 2 pulgadas, y si conviene que sea desmontable o no (ver apartado 5 del capítulo 5 de tuberías, pág 92).

## **CAPÍTULO 8 : SEGURIDAD**

---

### **1- INTRODUCCIÓN**

La seguridad en cuanto a personas, bienes y medio ambiente, es cada vez un factor de mayor importancia en la sociedad actual que afecta principalmente a la industria química.

Hay que destacar que la seguridad no se encuentra sola, las variables: *calidad, productividad, seguridad y medio ambiente* están cada vez más interrelacionadas. En los procesos industriales en que se descuida la seguridad y el medio ambiente, difícilmente se encuentran altas cotas de calidad y productividad. Es preciso por tanto, que estas cuatro variables del proceso estén bajo control, pues las concesiones que se hagan en una de ellas, repercutirán siempre en las otras tres.

En este proyecto no se puede dejar de tratar un tema tan importante y relevante hoy día como es el de la seguridad y el medio ambiente.

### **2- SEGURIDAD EN EL DISEÑO**

La ley 54/2003 de 12 de Diciembre de reforma del marco normativo de la Prevención de riesgos laborales, que entró en vigor el pasado 1 de Mayo de 2004, trata de fomentar una nueva cultura de la prevención. De este modo, no es suficiente con el mero cumplimiento formal de un conjunto de deberes y obligaciones, sino que se requiere la planificación de la prevención desde el momento mismo del proyecto empresarial, la evaluación inicial de los riesgos inherentes al trabajo y su actualización periódica a medida que se alteren las circunstancias y varíen las condiciones de trabajo, así como la ordenación de un conjunto coherente e integrador de medidas de acción preventiva adecuadas a la naturaleza de los riesgos y el control de la efectividad de dichas medidas.

En este sentido, el diseño que se ha realizado en el presente proyecto ha sido consecuente con este tema, y se han tratado de disminuir los riesgos desde la etapa misma del diseño de los equipos, adoptando medidas tales como:

- Utilización de *presiones de diseño* (protección frente a sobrepresiones)
- Utilización de *temperaturas de diseño* (protección frente a sobrecalentamientos)
- Utilización de *sobreespesores* (protección frente a corrosión y sobreesfuerzos)
- Utilización de *aislantes térmicos de clasificación M0* (protección frente a incendios y frente a quemaduras)
- Utilización de *válvulas de seguridad* (protección frente a sobrepresiones)

Además, se han seguido las recomendaciones en cuanto al diseño mecánico de los equipos, dadas por el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión, y las dadas por TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) para el diseño del intercambiador tubular de cabezas.

### **3- SEGURIDAD EN EL PROCESO**

En la tabla que se observa en la página siguiente, se presenta una lista no exhaustiva de los principales riesgos que pueden originarse en los equipos, y las medidas que se adoptan para la prevención de los mismos:

<b><i>RIESGOS PRINCIPALES</i></b>	<b><i>MEDIDAS DE PREVENCIÓN</i></b>
- Riesgo de sobrepresión	- Elementos para alivio de presión - Despresurización, venteo, drenaje, purga..etc
- Avería de los elementos internos (columna)	- Inspección periódica - Espacio suficiente para el desmontaje y manejo de piezas
- Riesgo de rotura - Adelgazamiento de paredes por efecto de la corrosión	- Sobreespesor de corrosión, revestimiento interior - Inspección y pruebas periódicas
- Riesgo de fuga de fluidos - Riesgo de rebosamiento - Riesgo de emisión tóxica	- Detección de fugas - Parada de emergencia - Equipos de protección individual - Distancia (la intensidad es inversamente proporcional a esta variable) - Ventilación natural o forzada
- Riesgo de incendio de líquidos y sus vapores	- Distancia (la intensidad es inversamente proporcional a esta variable) - Detección de fugas - Medios para extinción
- Riesgo de descargas por electricidad estática y corrientes vagabundas	- Puesta a tierra
- Riesgo de caída	- Protección contra caídas (escaleras con jaula, pasarelas....) - Equipo de protección individual

Tabla I. 60

En cuanto al emplazamiento de los equipos en la planta, este se hará de forma que se cumplan las distancias mínimas de seguridad entre los diferentes equipos, siguiendo las recomendaciones dadas por la Guía de referencia en cuanto a la *distribución en planta y distancias para plantas químicas y petroleras*. La siguiente tabla facilita las distancias mínimas horizontales (pies) entre los bordes de contorno de los aparatos:

	Compresores													
30		Bombas con riesgo medio												
30	5	Bombas con riesgo alto												
50	5	5	Reactores con riesgo alto											
50	10	15	25	Reactores con riesgo medio										
50	10	15	25	15	Reactores con riesgo moderado									
50	10	15	25	15	15	Columnas, acumuladores, depósitos								
50	10	15	50	25	25	15	Tanques intermedios de proceso							
100	100	100	100	100	100	100	100	Hornos, incineradores, Aerorrefrigerantes						
50	50	50	50	50	50	50	50	100	25	Cambiadores de calor				
30	15	15	25	15	15	15	100	50	/	Bandejas de tubería				
30	10	15	25	15	10	10	100	50	/	10	Cambiadores de calor para emergencia			
30	10	15	25	15	10	10	100	50	/	10	Válvulas para aislamiento de unidades			
50	50	50	100	50	50	50	100	50	50	50	50	Salas para analizadores		
50	50	50	100	50	50	50	100	50	50	50	50			
50	50	50	50	50	50	50	100	50	50	50	50			

1 ft = 0,305 m  
/ = sin requisitos de separación

Tabla I. 61



Las distancias mínimas de seguridad son:

- Tanque alimentación / Columna: **15 ft (4,6 m)**
- Columna / Condensador: **10 ft (3 m)**
- Condensador / Acumulador: **10 ft (3 m)**
- Acumulador / Columna : **15 ft (4,6 m)**

Todos los equipos dispondrán de toma de tierra, como protección frente a los peligros derivados de la electricidad estática.

Se deberá garantizar la utilización segura de los equipos de proceso. Para ello se han de adoptar las medidas necesarias para llevar a cabo un mantenimiento seguro y para comprobar, inicial y periódicamente, los equipos de trabajo cuya seguridad dependa de sus condiciones de instalación. Además, en la utilización de los equipos de trabajo se han de seguir las condiciones generales que están establecidas en el anexo II del *R.D. 1215/97 de 18 de julio*, el cual establece las *disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo*.

Las condiciones mínimas de iluminación, orden, limpieza, mantenimiento, condiciones ambientales, material y locales de primeros auxilios..etc, son las exigidas por el *Real Decreto 486/1997* de 14 de abril, que establece las *disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo*.

Las tuberías de proceso, serán identificadas en función del tipo de fluido que circule por ellas, con un determinado color de seguridad. Esta identificación por colores, se realiza de acuerdo a la Nota Técnica de Prevención *NTP-566: Señalización de recipientes y tuberías: aplicaciones prácticas*.

La instalación eléctrica y material eléctrico, que en la unidad proyectada se utiliza únicamente en el dispositivo para control del reflujo, cumplirá con lo establecido en el *Reglamento Electrotécnico para Baja Tensión (RBT)* e *Instrucciones Técnicas complementarias(ITC)*.

En el contexto de la actuación preventiva hay que considerar también aquellas actuaciones que sin eliminar el riesgo ni sustituir a las acciones preventivas propiamente dichas, ayudan en dicha actuación, como son las normas y la señalización. La señalización de seguridad es una técnica de seguridad complementaria, que se desarrolla de acuerdo al *R.D. 485/97 de 14 de Abril sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo*.

En cuanto al proceso en particular, es conveniente que se establezca un *manual de seguridad* en el que se especifiquen, además de las normas de carácter general las normas particulares de la operación, para la información y conocimiento de todos los trabajadores.

## **4- SEGURIDAD EN EL PRODUCTO**

### **4.1.- Fichas de datos de seguridad**

La información sobre la peligrosidad de los productos químicos, es imprescindible para conocer el riesgo que su manipulación presenta y en consecuencia adoptar los métodos de trabajo adecuados para la protección de la salud y el medio ambiente. En este tema, las fichas de datos de seguridad de los productos químicos constituyen una herramienta fundamental que aporta información no solamente sobre la peligrosidad de los productos sino sobre aspectos tales como la gestión de residuos, primeros auxilios o datos fisicoquímicos de gran ayuda en la manipulación de los mismos. El modo de elaboración de estas fichas de seguridad viene recogida en la *Nota Técnica de Prevención NTP-371*.


Estas fichas de seguridad incluyen los siguientes epígrafes:

- 1- Identificación de la sustancia o preparado y del responsable de su comercialización.*
- 2- Composición / información sobre los componentes.*
- 3- Identificación de peligros.*
- 4- Primeros auxilios.*
- 5- Medidas de lucha contra incendios.*

- 6- Medidas que deben tomarse en caso de vertido accidental.*
- 7- Manipulación y almacenamiento.*
- 8- Controles de exposición / protección individual.*
- 9- Propiedades físico-químicas.*
- 10- Estabilidad y reactividad.*
- 11- Informaciones toxicológicas.*
- 12- Informaciones ecológicas.*
- 13- Consideraciones relativas a la eliminación.*
- 14- Informaciones relativas al transporte.*
- 15- Informaciones reglamentarias.*
- 16- Otras informaciones*


A continuación se presentan las fichas internacionales de seguridad química (FISQ) para los productos aquí utilizados, las cuales son elaboradas por varias instituciones científicas, entre las que se encuentra el INSHT (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo)

## 4.1.1.- Etanol

	<b>ETANOL (anhidro)</b> Alcohol etílico $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}/\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ Masa molecular: 46.1
N° CAS 64-17-5 N° RTECS KQ6300000 N° ICSC 0044 N° NU 1170 N° CE 603-002-00-5	

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. NO poner en contacto con oxidantes fuertes.	Polvo, espuma resistente al alcohol, agua en grandes cantidades, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
<b>EXPOSICION</b>			
• <b>INHALACION</b>	Tos, somnolencia, dolor de cabeza, fatiga.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo.
• <b>PIEL</b>	Piel seca.	Guantes protectores.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar y lavar la piel con agua y jabón.
• <b>OJOS</b>	Enrojecimiento, dolor, sensación de quemazón.	Gafas ajustadas de seguridad.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• <b>INGESTION</b>	Sensación de quemazón, confusión, vértigo, dolor de cabeza. pérdida del	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca y proporcionar asistencia médica.

	conocimiento.		
--	---------------	--	--

DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes precintables, eliminar el residuo con agua abundante.	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	 <p>           símbolo F            R: 11            S: (2-)7-16            Clasificación de Peligros NU: 3            CE:         </p>

**VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE**

**ICSC: 0044**


Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994

<b>DATOS IMPORTANTES</b>	<p><b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Líquido incoloro, de olor característico.</p> <p><b>PELIGROS FISICOS</b> El vapor se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas.</p> <p><b>PELIGROS QUIMICOS</b> Reacciona lentamente con hipoclorito cálcico, óxido de plata y amoníaco, originando peligro de incendio y explosión. Reacciona violentamente con oxidantes fuertes tales como, ácido nítrico o perclorato magnésico, originando peligro de incendio y explosión.</p> <p><b>LIMITES DE EXPOSICION</b> TLV (como TWA): 1000 ppm; 1880 mg/m<sup>3</sup> (ACGIH 1995-1996). MAK: 1000 ppm; 1900 mg/m<sup>3</sup> (1996).</p>	<p><b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor y por ingestión.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACION</b> Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante lentamente una concentración nociva en el aire.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b> La sustancia irrita los ojos. La inhalación de altas concentraciones del vapor puede originar irritación de los ojos y del tracto respiratorio. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA</b> El líquido desengrasa la piel. La sustancia puede afecta al tracto respiratorio superior y al sistema nervioso central, dando lugar a irritación, dolor de cabeza, fatiga y falta de concentración. La ingesta crónica de etanol puede causar cirrosis hepática.</p>
--------------------------	---	---

<b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>	Punto de ebullición: 79°C Punto de fusión: -117°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua: Miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 5.8 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.6	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.03 Punto de inflamación: 13°C (c.c.) Temperatura de autoignición: 363°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 3.3-19 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: -0.32
<b>DATOS AMBIENTALES</b>		
<b>NOTAS</b>		
El consumo de etanol durante el embarazo puede afectar al feto. Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R) -32 Código NFPA: H 0; F 3; R 0;		
<b>INFORMACION ADICIONAL</b>		
FISQ: 4-106 ETANOL (anhidro)		
<b>ICSC:</b> <b>0044</b>		<b>ETANOL (anhidro)</b>
© CCE, IPCS, 1994		


Tabla I. 62

## 4.1.2.- Isobutanol

	<p>2-METILPROPAN-1-OL Alcohol isobutílico Isopropilcarbinol <math>C_4H_{10}O/(CH_3)_2CHCH_2OH</math> Masa molecular: 74.1</p> <p>Nº CAS 78-83-1 Nº RTECS NP9625000 Nº ICSC 0113 Nº NU 1212 Nº CE 603-004-00-6</p>
---	---

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	Inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Espuma resistente al alcohol, polvo, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Por encima de 28°C: pueden formarse mezclas explosivas vapor/aire.	Por encima de 28°C: sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosión.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA FORMACION DE NIEBLA DEL PRODUCTO!	
• <b>INHALACION</b>	Tos, vértigo, somnolencia, dolor de cabeza.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo y proporcionar asistencia médica.
• <b>PIEL</b>	Piel seca.	Guantes protectores.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar la piel con agua abundante o ducharse.
• <b>OJOS</b>	Enrojecimiento, dolor, visión borrosa.	Pantalla facial o protección ocular	Enjuagar con agua abundante durante

		combinada con la protección respiratoria.	varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• <b>INGESTION</b>	Diarrea, náuseas, vómitos (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. Dar a beber agua abundante y proporcionar asistencia médica.

<b>DERRAMAS Y FUGAS</b>	<b>ALMACENAMIENTO</b>	<b>ENVASADO Y ETIQUETADO</b>
Recoger el líquido procedente de la fuga en recipientes precintables. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. Eliminar el residuo con agua abundante. (Protección personal adicional: respirador de filtro A para vapores orgánicos).	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	 <p>           símbolo Xn            R: 10-22-37/38-41-67            S: (2-)/7/9-13-26-37/39-46            Clasificación de Peligros NU: 3            Grupo de Envasado NU: III            CE:         </p>

**VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE**

**ICSC: 0113**

Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994


<b>DATOS IMPORTANTES</b>	<p><b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Líquido incoloro, de olor característico.</p> <p><b>PELIGROS FISICOS</b></p> <p><b>PELIGROS QUIMICOS</b> Reacciona con oxidantes fuertes, tales como el trióxido de cromo, originando peligro de incendio. Ataca al plástico y al caucho.</p> <p><b>LIMITES DE EXPOSICION</b> TLV (como TWA): 50 ppm (ACGIH 1998).</p>	<p><b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor, a través de la piel y por ingestión.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACION</b> Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante lentamente una concentración nociva en el aire.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b> El vapor de esta sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central. La exposición a elevadas concentraciones podría causar disminución de la consciencia.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA</b> El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.</p>
--------------------------	---	---



<b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>	Punto de ebullición: 108°C Punto de fusión: -108°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 8.7 Presión de vapor, kPa a 20°C: 1.2 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.6	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.02 Punto de inflamación: 28°C (c. c.) Temperatura de autoignición: 415°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1.7-10.9 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 0.8
<b>DATOS AMBIENTALES</b>		
<b>NOTAS</b>		
Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R )-583 Código NFPA: H 1; F 3; R 0;		
<b>INFORMACION ADICIONAL</b>		
2-METILPROPAN-1-OL FISQ: 5-133		
<b>ICSC: 0113</b>	<b>2-METILPROPAN-1-OL</b>	
© CCE, IPCS, 1994		


Tabla I. 63

## 4.1.3.- Alcoholes Amílicos

	<b>PENTAN-1-OL</b> 1-Pentanol Alcohol n-amílico $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{OH}/\text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$ Masa molecular: 88.2
N° CAS 71-41-0 N° RTECS SB9800000 N° ICSC 0535 N° NU 1105 N° CE 603-006-00-7	

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	Inflamable. El calentamiento intenso puede producir aumento de la presión con riesgo de estallido.	Evitar llama abierta, NO producir chispas y NO fumar.	AFFF, espuma resistente al alcohol, polvos, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Por encima de 33°C pueden formarse mezclas explosivas vapor/aire.	Por encima de 33°C, sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosiones.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones por pulverización con agua.
<b>EXPOSICION</b>			
• <b>INHALACION</b>	Tos, dolor de cabeza, náusea, vértigo.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo y someter a atención médica.
• <b>PIEL</b>	Enrojecimiento.	Guantes protectores.	Quitar las ropas contaminadas. aclarar

			la piel con agua abundante o ducharse.
• OJOS	Dolor, enrojecimiento, posible lesión corneal.	Gafas ajustadas de seguridad.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después consultar a un médico.
• INGESTION	Tos, dolor de cabeza, náusea, vómitos, vértigo.	No comer, beber ni fumar durante el trabajo.	NO provocar el vómito y someter a atención médica.

DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Recoger el líquido procedente de una fuga en recipientes herméticos; absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladar a lugar seguro; NO verter en el alcantarillado. Medios de incineración recomendados.	A prueba de incendio. Separado de alimentos y piensos; separado de oxidantes fuertes. Mantener en lugar frío; mantener en una habitación bien ventilada.	 NO transportar con alimentos y piensos símbolo Xn R: 10-20 S: (2-)24/25 Nota: C Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: III CE:
<b>VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE</b>		
<b>ICSC: 0535</b>		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994

<b>DATOS IMPORTANTES</b>	<b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Líquido incoloro, con olor característico.	<b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor o aerosol

		El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.
<b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>	Punto de ebullición: 138°C Punto de fusión: -79°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua: parcialmente miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 0.13	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3 Punto de inflamación: 33°C Temperatura de autoignición: 300°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1.2-10.5 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1.16
<b>DATOS AMBIENTALES</b>		
<b>NOTAS</b>		
El consumo de bebidas alcohólicas aumenta el efecto nocivo. Tarjeta de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R) -582		
Código NFPA: H 2; F 2; R 1;		
<b>INFORMACION ADICIONAL</b>		
FISQ: 1-160 PENTAN-1-OL		
<b>ICSC: 0535</b>		<b>PENTAN-1-OL</b>
© CCE, IPCS, 1994		

Tabla I. 64

Un dato que es importante destacar y que se incluye en estas fichas, son las *frases R* y *frases S* para cada uno de los alcoholes.

Las *frases R* indican los riesgos específicos derivados de los peligros de la sustancia, y las *frases S* indican los consejos de prudencia en relación con el uso de la misma.

En la siguiente tabla se recogen y se especifican dichas frases para cada uno de los alcoholes:

<i>ALCOHOL</i>	<i>FRASES R</i>	<i>FRASES S</i>
<b>ETÍLICO</b>	<b>R11</b> – Fácilmente inflamable	<b>S7</b> - Manténgase el recipiente bien cerrado <b>S16</b> - Conservar alejado de toda llama o fuente de chispa. No fumar
<b>ISOBUTÍLICO</b>	<b>R10</b> - Inflamable <b>R22</b> - Nocivo por ingestión <b>R37/38</b> – Irrita la piel y las vías respiratorias <b>R41</b> - Riesgo de lesiones oculares graves <b>R67</b> - La inhalación de vapores puede provocar somnolencia y vértigo	<b>S7/9</b> – Manténgase el recipiente bien cerrado y consérvese en lugar bien ventilado <b>S13</b> - Manténgase lejos de alimentos, bebidas y piensos <b>S26</b> - En caso de contacto con los ojos, lávense inmediata y abundantemente con agua y acúdase a un médico <b>S37/39</b> - Úsense guantes adecuados, y protección para ojos y cara <b>S46</b> - En caso de ingestión, acúdase inmediatamente al médico y muéstrela la etiqueta o el envase
<b>AMÍLICOS</b>	<b>R10</b> - Inflamable <b>R20</b> - Nocivo por inhalación	<b>S24/25</b> – Evítese el contacto con piel y ojos

Tabla I. 65

Frente a los riesgos derivados de los productos químicos se adoptarán las siguientes medidas preventivas en el área donde se realice la instalación:

- Instalación de duchas de seguridad
- Instalación de fuentes lavaojos
- Utilización de Equipos de Protección Individual (EPIs) por los trabajadores (gafas de protección, guantes, y mascarillas adecuadas), los cuales deberán llevar obligatoriamente el marcado CE
- Instalación de sistemas de ventilación general
- Instalación de un sistema de detección y alarma frente a incendio, y medios de extinción portátiles, para los cuales se utilizarán agentes de extinción apropiados (espuma y polvo en este caso)

Además de todo lo comentado en este capítulo, es necesario tener en cuenta otros aspectos importantes como son:

- La formación / información a los trabajadores sobre los riesgos a los que se exponen y sobre las medidas de prevención y protección que hayan de adoptarse.
- Llevar a cabo un mantenimiento preventivo adecuado e inspecciones periódicas, tanto de los equipos de proceso como de los sistemas de prevención, que garanticen el correcto funcionamiento de los mismos ante una situación de emergencia.

## **5- CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES**

En este apartado se dan las recomendaciones generales para la recogida y evacuación de los residuos generados en el proceso. No obstante, este tema deberá tratarse con más detalle en función del tipo de planta en la que se vaya a instalar:

- Se dispondrá de una red de drenaje para la evacuación de los fluidos de proceso

- Se dispondrán de sistemas colectores cuya función es la de recoger los alivios procedentes de los distintos equipos, y que desembocarán en una chimenea donde se llevará a cabo una quema controlada de los mismos antes de su descarga a la atmósfera.

## **CAPÍTULO 9: PRESUPUESTO**

---

El presupuesto constituye el tercer documento del presente proyecto. En él, se presenta una estimación aproximada de la inversión necesaria para la ejecución material de la unidad proyectada, así como una valoración de los costes anuales que representa la operación.

A continuación, se exponen los resultados obtenidos de estas estimaciones.

### **1- INMOVILIZADO PRINCIPAL**

El coste total estimado del inmovilizado principal de la unidad proyectada, asciende a la cantidad de: noventa y cinco mil quinientos veintisiete coma veinticinco euros.

95527,25 €

### **2- COSTES DE OPERACIÓN**

Los costes de operación anuales se estiman en: cincuenta y dos mil setecientos treinta y seis coma cero uno euros.

52736,01 €/año



## CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

### 1- INTRODUCCIÓN AL CÁLCULO

#### 1.1. Descripción de la mezcla inicial

El aceite de fusel o aceite amílico que constituye la materia prima, está compuesto básicamente por los siguientes componentes: etanol, agua, isobutanol (alcohol isobutílico) y los dos isómeros isoamílicos, el 2-metil-1-butanol (alcohol amílico) y el 3-metil-1-butanol (alcohol isoamílico). La proporción de estos dos últimos alcoholes, suele ser de 3:1 para el alcohol isoamílico y el alcohol amílico respectivamente.

La carga inicial que va a ser destilada es 1800 L (F) de dicha disolución, con la composición siguiente:

COMPONENTES	COMPOSICIÓN INICIAL (g/L)
1- ETANOL	47
2- AGUA	129
3- ISOBUTANOL	57
4- 2-METIL-1-BUTANOL	150
5- 3-METIL-1-BUTANOL	450

Tabla II. 1

#### 1.2. Propiedades de los componentes

Las propiedades de los componentes que serán utilizadas más adelante en los diferentes cálculos son:

COMPONENTES	T <sub>eb</sub> (°C)	ρ <sub>i</sub> (g/ml)	P <sub>mi</sub> (Kg/Kmol)
1- ETANOL	78,35	0,789	46,069
2- AGUA	100,05	0,998	18,015
3- ISOBUTANOL	107,85	0,802	74,123
4- 2-METIL-1-BUTANOL	128,75	0,819	88,15
5- 3-METIL-1-BUTANOL	131,25	0,81	88,15

Tabla II.1

## 2- FRACCIONES MÁSICAS, VOLUMÉTRICAS Y MOLARES INICIALES

A partir de los valores de las propiedades anteriores de peso molecular y densidad de los distintos componentes, se calculan las fracciones en peso, en volumen y en moles para la carga inicial de 1800 litros de disolución:

CARGA INICIAL				
COMPONENTES	COMPOSICIÓN (g/L)	Kg	Kmol	Litros
<i>1- ETANOL</i>	47	84,6	1,836	107,224
<i>2- AGUA</i>	129	232,2	12,889	232,665
<i>3- ISOBUTANOL</i>	57	102,6	1,3841	127,930
<i>4- 2-METIL-1-BUTANOL</i>	150	270	3,063	329,670
<i>5- 3-METIL-1-BUTANOL</i>	450	810	9,188	1000
<b>TOTAL</b>	<b>833</b>	<b>1499,4</b>	<b>28,361</b>	<b>1797,490</b>

Tabla II. 2

COMPONENTES	X <sub>i</sub> MOLAR	X <sub>i</sub> MÁSICA	X <sub>i</sub> VOLUM
<i>1- ETANOL</i>	0,0647	0,0564	0,0596
<i>2- AGUA</i>	0,4544	0,1548	0,1294
<i>3- ISOBUTANOL</i>	0,0488	0,0684	0,0711
<i>4- 2-METIL-1-BUTANOL</i>	0,1079	0,1800	0,1834
<i>5- 3-METIL-1-BUTANOL</i>	0,3239	0,5402	0,5563
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>1</b>

Tabla II.3

## 3- DENSIDAD MEDIA INICIAL

Para mezclas ideales, se puede calcular la densidad media de la mezcla a partir de las densidades individuales de cada uno de los componentes y de sus fracciones molares:

$$\overline{\rho}_F = \sum_{i=1}^N \rho_i \cdot X_{i,F} \quad (1)$$

Componentes puros	$\rho_i$ (g/ml)	$x_{i,F}$	$\rho_i \cdot x_{i,F}$
1. ETANOL	0,789	0,0647	0,0511
2. AGUA	0,998	0,4544	0,4535
3. ISOBUTANOL	0,802	0,0488	0,0391
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,819	0,1079	0,0884
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,81	0,3239	0,2624
<b>Mezcla:</b>		<b><math>\rho_F = 0,8946</math> g/ml</b>	

Tabla II.4

#### 4- PESO MOLECULAR MEDIO INICIAL

Para mezclas ideales, se puede calcular el peso molecular medio de la mezcla a partir de los pesos individuales de cada uno de los componentes y de sus fracciones molares:

$$\overline{Pm}_F = \sum_{i=1}^N Pm_i \cdot x_{i,F} \quad (2)$$

Componentes puros	$Pm_i$ (Kg/Kmol)	$x_{i,F}$	$Pm_i \cdot x_{i,F}$
1. ETANOL	46,069	0,0647	2,982
2. AGUA	18,015	0,4544	8,187
3. ISOBUTANOL	74,123	0,0488	3,6175
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,1079	9,519
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,3239	28,559
<b>Mezcla:</b>		<b><math>Pm_F = 52,867</math> Kg/Kmol</b>	

Tabla II.5

#### 5- PRESIONES DE VAPOR

La presión de vapor ( $P^0$ ) denominada comúnmente presión de saturación, es la presión para la cual a cada temperatura las fases líquida y vapor se encuentran en equilibrio.

En este apartado, se presentan cuáles serían las expresiones a utilizar para el cálculo de las presiones de vapor para cada componente a una determinada temperatura. Y más adelante se hará referencia a las mismas en otros apartados en los que será necesario calcular las presiones de vapor para llevar a cabo el cálculo de otras propiedades o variables.

Para cada componente se ha utilizado la ecuación más sencilla, que sería la que viene dada por la ecuación de Antoine, aunque para el caso del alcohol amílico, los valores encontrados en la bibliografía corresponden a una ecuación bastante más compleja que la mencionada anteriormente.

A continuación se detalla el tipo de ecuación que se empleará para el cálculo de las presiones de vapor para cada uno de los componentes con sus respectivas unidades, así como los valores de los coeficientes tabulados:

EXPRESIÓN	UNIDADES	COMPONENTES
$\text{Log } P^0 = A - \frac{B}{T + C}$	$P^0$ - Kpa T - °C	<b>ETANOL</b> <b>AGUA</b>
$\text{Ln } P^0 = A - \frac{B}{T + C}$	$P^0$ - bar T - K	<b>ISOBUTANOL</b> <b>3-METIL-1-BUTANOL</b>
$\text{Ln } (P^0/P_c) = (1-X)^{-1} [AX + BX^{1,5} + CX^3 + DX^6]$ siendo $X = 1 - (T/T_c)$	$P^0$ - bar T - K	<b>2-METIL-1-BUTANOL</b>

Tabla II.6

	A	B	C
<b>ETANOL</b>	7,2371	1592,86	226,184
<b>AGUA</b>	7,19621	1730,63	233,426

Tabla II.7

	A	B	C
<b>ISOBUTÍLICO</b>	10,251	2874,73	-100,3
<b>ISOAMÍLICO</b>	10,0925	3026,43	-104,1

Tabla II.8

	A	B	C	D	$P_c$	$T_c$	X
<b>AMÍLICO</b>	-9,26305	3,86947	-15,3562	12,1464	33,4	571	$1 - T/571$

Tabla II.9

## CAPÍTULO 2: DISEÑO DE LA COLUMNA

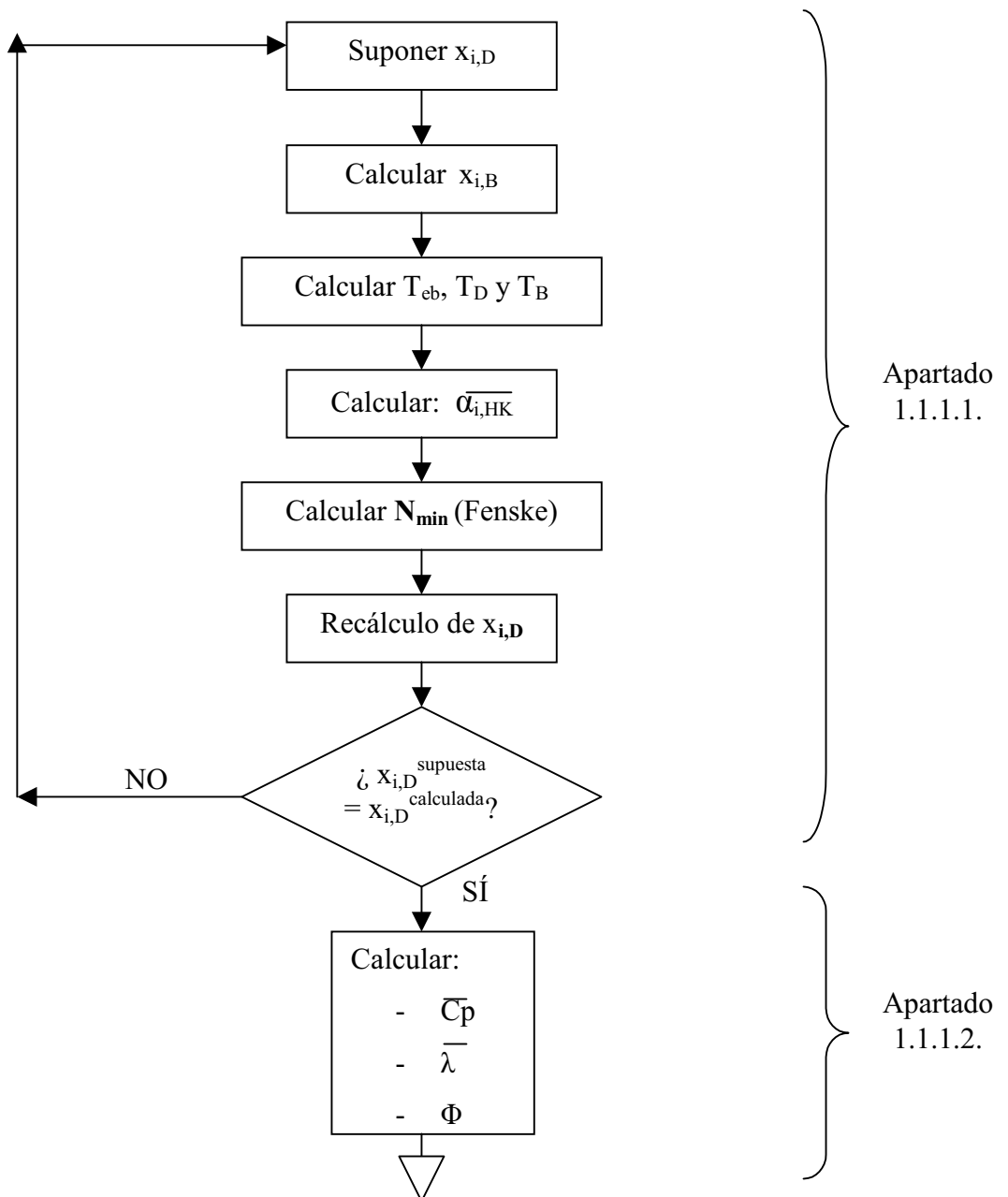
### 1- ESTUDIO DE LA SEPARACIÓN

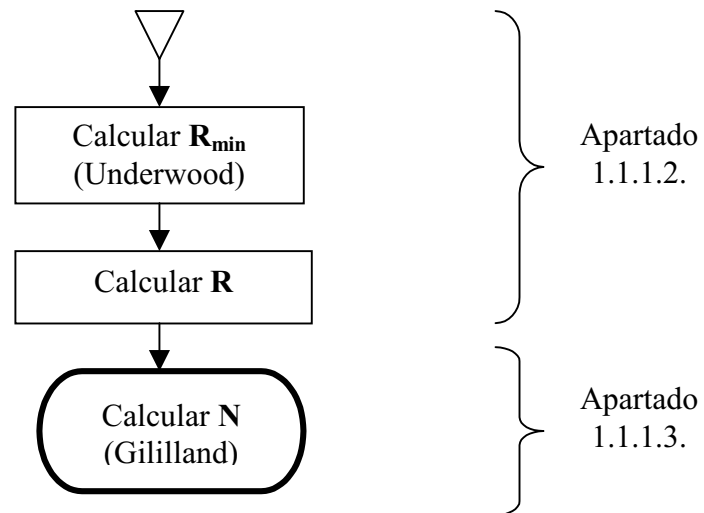
#### 1.1.- 1<sup>er</sup> Fraccionamiento

##### 1.1.1. Número de etapas teóricas

En el siguiente esquema se especifica el procedimiento general que se desarrolla en los puntos siguientes, con el fin de obtener el valor del número de etapas necesarias para llevar a cabo el primer fraccionamiento.

Siendo  $i$  = número de componente:  $i = 1, 2, \dots, 5$





Donde:

- $x_{i,D}$  = Fracciones molares de los componentes en el destilado
- $x_{i,B}$  = Fracciones molares de los componentes en el producto de colas
- $T_{eb}$  = Temperatura de ebullición de la mezcla inicial (K)
- $T_D$  = Temperatura del destilado (K)
- $T_B$  = Temperatura del producto de colas (K)
- $\overline{\alpha_{i,HK}}$  = Volatilidad relativa media respecto al componente clave pesado
- $N_{min}$  = N° de etapas teóricas mínimas
- $\overline{C_p}$  = Calor específico medio a presión constante (J/mol K)
- $\overline{\lambda}$  = Calor latente medio de vaporización (J/mol)
- $\Phi$  = Condición de alimentación
- $R_{min}$  = Relación de reflujo mínima
- $R$  = Relación de reflujo
- $N$  = N° etapas teóricas

#### 1.1.1.1. – Cálculo de $N_{min}$ y $x_{i,D}$

Se suponen unas separaciones determinadas entre el componente clave ligero  $LK$  que en este primer fraccionamiento estaría representado por el *agua*, y el componente clave pesado  $HK$ , que corresponde en este caso al *isobutanol*.

A partir de estas composiciones de destilado se calculan a través de balances de materia las correspondientes composiciones del producto de colas, y posteriormente las temperaturas de cabezas y colas, las cuales servirán para poder calcular las volatilidades relativas medias para cada componente, que se toman como constantes a lo largo de la columna.

Con estos datos, se está en disposición de calcular el número de etapas teóricas mínimas, o lo que es lo mismo, el número de etapas teóricas a reflujo total. Para ello se utiliza la ecuación dada por FENSKE para destilación multicomponente, suponiendo que la volatilidad relativa no varía considerablemente de manera que puede tomarse como constante, y suponiendo constantes los flujos molares de vapor y de líquido en la columna.

$$N_{min} = \frac{\text{Log} [(x_D/x_B)_{LK} \cdot (x_B/x_D)_{HK}]}{\text{Log} \alpha_{LK, HK}} \quad (3)$$

Una vez calculado el número de etapas mínimas, se despeja de la propia ecuación de Fenske y se recalculan las composiciones de destilado para cada componente  $i$  :

$$x_{i,D} = \alpha_{i, HK}^{N_{min}} \frac{x_{HK,D}}{x_{HK,B}} x_{i,B} \quad (4)$$

y a partir de éstas se procede a iterar hasta que coincidan las composiciones supuestas con las calculadas para cada uno de los componentes, teniendo en cuenta que la suma de todas las composiciones debe ser igual a la unidad:

$$\sum_{i=1}^n x_{i,D} = 1 \quad (5)$$

\* Suposición inicial de  $x_{i,D}$

Para llevar a cabo esta separación, se supone que la misma tendrá lugar principalmente entre los componentes clave ligero (LK) y clave pesado (HK) que para este caso se corresponderían con el agua y el isobutanol respectivamente. De manera que en el destilado obtenido aparecerá el 100 % del etanol inicial, y el 0 % de los alcoholes isoamílicos, y al contrario, el producto de colas estará formado por el 0 % de etanol y el 100 % de los alcoholes isoamílicos iniciales. Para el agua y el isobutanol, se supone que el 95% del agua inicial se obtiene en el destilado y por consiguiente el 5% de la misma quedará en colas, y que para el isobutanol se obtendrá un 5% del mismo en el destilado, y el 95% restante quedará en la fracción menos volátil de colas. Es decir:

DESTILADO	PRODUCTO DE COLAS
100 % Etanol	0 % Etanol
95 % Agua	5 % Agua
5 % Isobutanol	95 % Isobutanol
0 % 2-metil-1-butanol	100 % 2-metil-1-butanol
0 % 3-metil-1-butanol	100 % 3-metil-1-butanol

Tabla II.10

Con estos valores supuestos se realiza el balance de materia para esta separación obteniendo los siguientes resultados para cabezas y colas:

Fraccionamiento 1° COMPONENTES	CABEZAS		COLAS	
	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$
1- ETANOL	1,836	0,1297	0	0
2- AGUA (LK)	12,244	0,8653	0,644	0,0453
3- ISOBUTANOL (HK)	0,069	0,0049	1,315	0,0925
4- 2-METIL-1-BUTANOL	0	0	3,063	0,2155
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0	0	9,188	0,6465
TOTAL	14,150	1	14,211	1

Tabla II.11



## \* Temperaturas

La temperatura que satisfaga la condición:

$$\sum y = \sum K \cdot x_F = 1 \quad (6)$$

será la temperatura de ebullición de la mezcla inicial. Para su cálculo, se debe iterar para distintas temperaturas.

En primer lugar, se deben calcular los coeficientes de reparto  $K_i$  para cada componente los cuales relacionan la composición del líquido y el vapor en equilibrio:

$$K_i = y_i / x_i \quad (7)$$

Se supone que la fase vapor se comporta como gas ideal y que la fase líquida se comporta como solución ideal, por tanto se puede aplicar la **Ley de Raoult**:

$$y_i P = x_i P_i^0 \quad (8)$$

de forma que los coeficientes de reparto se pueden calcular a partir de sus respectivas presiones de vapor como sigue:

$$K_i = y_i / x_i = P_i^0 / P \quad (9)$$

siendo  $P$  igual a la presión de servicio, la cual coincide con la presión atmosférica:  $P = P_{atm} = 1 \text{ atm} = 1,02 \text{ bar}$

Las presiones de vapor correspondientes a cada componente se calculan a partir de las temperaturas supuestas utilizando las expresiones dadas en el apartado 5 del capítulo 1. Con esas presiones de vapor se calculan los coeficientes de reparto, hasta encontrar una temperatura que satisfaga la condición inicial.

Los resultados finales de las distintas iteraciones realizadas se muestran en la siguiente tabla:

T(K)=380,617      T(°C)=107,467						
	X	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (Kpa)	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	K <sub>i</sub>	x <sub>i,F</sub>	K <sub>i</sub> · x <sub>i,F</sub>
ETANOL		290,448	2,904	2,847	0,0647	0,1843
AGUA		131,660	1,316	1,290	0,4544	0,5866
ISOBUTÍLICO			0,995	0,976	0,0488	0,0476
AMÍLICO	0,3334		0,433	0,425	0,3239	0,0459
ISOAMÍLICO			0,426	0,418	0,1079	0,1354
<b>Σ=</b>						<b>0,9999</b>

Tabla II. 12

donde  $X = 1 - (T/T_c) = 1 - (T/571)$

Luego:

$$T_{eb} = 380,617 \text{ K}$$

La temperatura de ebullición será siempre la misma, es decir, no va a variar con las distintas iteraciones, ya que depende de las composiciones de iniciales.

La temperatura que satisfaga la condición:

$$\sum y_B = \sum K_i \cdot x_B = 1 \quad (10)$$

será la temperatura del producto de colas (T<sub>B</sub>) que queda en el calderín tras obtener la primera fracción. El cálculo de los coeficientes de reparto se realiza del mismo modo que en el caso anterior, y la temperatura se obtiene por un método iterativo de la misma manera que antes, teniendo finalmente:

T(K)=399,1      T(°C)=125,95						
	X	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (Kpa)	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	K <sub>i</sub>	x <sub>i,B</sub>	K <sub>i</sub> · x <sub>i,B</sub>
ETANOL		517,191	5,172	5,070	0	0
AGUA		240,191	2,402	2,354	0,0453	0,1067
ISOBUTÍLICO			1,877	1,841	0,0925	0,1703
AMÍLICO	0,301		0,857	0,841	0,2155	0,5438
ISOAMÍLICO			0,846	0,823	0,6466	0,1788
<b>Σ=</b>						<b>0,9998</b>

Tabla II.13

Luego:  $T_B = 399,1 \text{ K}$  → Que sería la temperatura inicial para la destilación de la segunda fracción

La temperatura que satisfaga la condición:

$$\sum x_1 = \sum (x_D / K_i) = 1 \quad (11)$$

será la temperatura del destilado ( $T_D$ ) que se obtiene por cabezas del primer fraccionamiento.

Realizando de nuevo un cálculo iterativo se obtienen los siguientes resultados:

$T(K)=371,32$		$T(^{\circ}C)=98,17$				
	X	$P_i^{\circ}$ (Kpa)	$P_i^{\circ}$ (bar)	$K_i$	$x_{i,D}$	$x_{i,D} / K_i$
ETANOL		211,948	2,119	2,078	0,1297	0,0624
AGUA		94,867	0,948	0,930	0,8653	0,9304
ISOBUTÍLICO			0,700	0,686	0,0049	0,0071
AMÍLICO	0,3497		0,295	0,290	0	0
ISOAMÍLICO			0,291	0,285	0	0
$\Sigma=$						<b>0,9999</b>

Tabla II.14

Luego:  $T_D = 371,32 \text{ K}$

\* Volatilidades relativas

En las operaciones de separación vapor-líquido, un índice de la separabilidad relativa de dos especies químicas i y j viene dado por la *volatilidad relativa*  $\alpha$  que se define como la relación entre sus coeficientes de reparto K:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{y_i / x_i}{y_j / x_j} \quad (12)$$

La volatilidad relativa es un indicador del mayor o menor grado de dificultad a la hora de separar dos componentes. Cuanto mayor sea el alejamiento de la volatilidad con respecto al valor unidad, menor será el número de etapas de equilibrio requeridas para un determinado grado de separación.

Para un sistema ideal, se puede emplear la Ley de Raoult (8), de manera que la volatilidad relativa se podría expresar finalmente como el cociente entre las presiones de vapor de los componentes  $i$  y  $j$ :

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i / x_i}{y_j / x_j} = \frac{P_i^0 / P}{P_j^0 / P} \quad \Rightarrow \quad \alpha_{ij} = \frac{P_i^0}{P_j^0} \quad (13)$$

Para este proceso en particular, se calculará la volatilidad relativa de cada uno de los componentes con respecto al componente clave pesado ( $\alpha_{i,HK}$ ) a partir de sus respectivas presiones de vapor, tanto para el destilado como para el producto de colas:

$$\alpha_{i, HK} = \frac{P_i^0}{P_{HK}^0} \quad (14)$$

Las presiones de vapor son las calculadas en el apartado 1.1.1.1. para las temperaturas de colas y destilado:  $T_B = 399,1$  K y  $T_D = 371,32$  K

Como ya se ha mencionado, las volatilidades relativas se consideran constantes a lo largo de la columna, y por tanto el valor que se toma será un valor medio entre los valores del destilado y de colas que se calcula a través de la expresión:

$$\overline{\alpha_{i, HK}} = (\alpha_{i, HK}^{(D)} \cdot \alpha_{i, HK}^{(B)})^{1/2} \quad (15)$$

$\alpha_{i,HK}^{(D)}$ :

COMPONENTES	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	$\alpha_{i,HK}^{(D)}$
ETANOL	2,119	3,026
AGUA	0,948	1,354
ISOBUTANOL	0,700	1
2-METIL-1-BUTANOL	0,295	0,422
3-METIL-1-BUTANOL	0,291	0,416

Tabla II.15

$\alpha_{i,HK}^{(B)}$ :

COMPONENTES	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	$\alpha_{i,HK}^{(B)}$
ETANOL	5,172	2,754
AGUA	2,402	1,279
ISOBUTANOL	1,877	1
2-METIL-1-BUTANOL	0,857	0,456
3-METIL-1-BUTANOL	0,846	0,451

Tabla II.16

COMPONENTES	$\alpha_{i,HK}^{(D)}$	$\alpha_{i,HK}^{(B)}$	$\alpha_{i,HK}$
ETANOL	3,026	2,754	<b>2,887</b>
AGUA	1,354	1,279	<b>1,316</b>
ISOBUTANOL	1	1	<b>1</b>
2-METIL-1-BUTANOL	0,422	0,456	<b>0,439</b>
3-METIL-1-BUTANOL	0,416	0,451	<b>0,433</b>

Tabla II.17

\* Número de etapas mínimo

El número de etapas teóricas mínimo, se puede calcular a partir de la ecuación de Fenske (3):

$$N_{min} = \frac{\text{Log} [(x_D/x_B)_{LK} \cdot (x_B/x_D)_{HK}]}{\text{Log} \alpha_{LK,HK}}$$

Sustituyendo:

$$N_{min} = \frac{\text{Log} [(0,8653 / 0,0453) \cdot (0,0925 / 0,0049)]}{\text{Log } 1,316}$$

$$N_{min} = 21,43$$

\* Recálculo de  $x_{i,D}$

A partir del valor de  $N_{min}$  calculado y de las volatilidades relativas, se recalculan las composiciones de destilado para cada uno de los componentes a partir de:

$$x_{i,D} = (\alpha_{i,HK})^{N_{min}} \frac{x_{HK,D}}{x_{HK,B}} x_{i,B} \quad (4)$$

Obteniéndose:

COMPONENTES	$\alpha_{i,HK}$	$x_{i,B}$	$x_{i,D}$
ETANOL	2,887	0	0
AGUA (LK)	1,316	0,0453	0,8653
ISOBUTANOL (HK)	1	0,0925	0,0049
2-METIL-1-BUTANOL	0,439	0,2155	2,51E-10
3-METIL-1-BUTANOL	0,433	0,6466	5,55E-10
<b>Total</b>		1	0,8702

Tabla II.18

Como no coinciden los valores de  $x_{i,D}$  calculados con los supuestos inicialmente, ni se cumple la ecuación (5) hay que suponer otros nuevos valores de composición de destilado teniendo en cuenta que su suma debe de ser igual a la unidad, y volver a realizar todos los cálculos anteriores hasta obtener un resultado de  $x_{i,D}$  que coincida con el supuesto para el cálculo.

Haciendo este proceso iterativo varias veces, la última iteración realizada da como resultado:

COMPONENTES	$x_{i,D}$ supuesto	$x_{i,D}$ calculado
ETANOL	0,1274	0,1274
AGUA (LK)	0,8677	0,8677
ISOBUTANOL (HK)	0,0048	0,0048
2-METIL-1-BUTANOL	5,08E-11	4,92E-11
3-METIL-1-BUTANOL	1,09E-10	1,06E-10
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>0,9999</b>

Tabla II.19

Para estas composiciones de destilado, los **resultados finales** que quedan para el primer fraccionamiento son los siguientes:

Fraccionamiento 1° COMPONENTES	CABEZAS		COLAS	
	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$
1- ETANOL	1,836	<b>0,1274</b>	5,9E-10	<b>4,2E-11</b>
2- AGUA (LK)	12,502	<b>0,8677</b>	0,386	<b>0,0277</b>
3- ISOBUTANOL (HK)	0,069	<b>0,0048</b>	1,315	<b>0,0942</b>
4- 2-METIL-1-BUTANOL	7,32E-10	<b>5,08E-11</b>	3,063	<b>0,2195</b>
5- 3-METIL-1-BUTANOL	1,57E-09	<b>1,09E-10</b>	9,188	<b>0,6585</b>
<b>TOTAL</b>	<b>14,408</b>	<b>1</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>

Tabla II.20

<b>F = 28,361 Kmol</b> <b>D = 14,408 Kmol</b> <b>B = 13,953 Kmol</b>
--

$T_B$ :

<b>T(K)=400</b>		<b>T(°C)=126,85</b>				
	<b>X</b>	<b>P<sub>i</sub><sup>o</sup> (Kpa)</b>	<b>P<sub>i</sub><sup>o</sup> (bar)</b>	<b>K<sub>i</sub></b>	<b>x<sub>i,B</sub></b>	<b>K<sub>i</sub> · x<sub>i,B</sub></b>
<b>ETANOL</b>		531,108	5,311	5,207	4,2E-11	2,2E-10
<b>AGUA</b>		246,937	2,469	2,421	0,0277	0,0671
<b>ISOBUTÍLICO</b>			1,9328	1,895	0,0942	0,1785
<b>AMÍLICO</b>	0,2994		0,884	0,867	0,2195	0,1904
<b>ISOAMÍLICO</b>			0,873	0,856	0,6585	0,5638
<b>Σ=</b>						<b>0,9999</b>

Tabla II.21

 $T_D$ :

<b>T(K)=371,36</b>		<b>T(°C)=98,21</b>				
	<b>X</b>	<b>P<sub>i</sub><sup>o</sup> (Kpa)</b>	<b>P<sub>i</sub><sup>o</sup> (bar)</b>	<b>K<sub>i</sub></b>	<b>x<sub>i,D</sub></b>	<b>K<sub>i</sub> · x<sub>i,D</sub></b>
<b>ETANOL</b>		212,244	2,122	2,081	0,1274	0,061
<b>AGUA</b>		95,005	0,950	0,931	0,8677	0,9316
<b>ISOBUTÍLICO</b>			0,701	0,687	0,0048	0,0069
<b>AMÍLICO</b>	0,3496		0,296	0,290	5,08E-11	1,7E-10
<b>ISOAMÍLICO</b>			0,2918	0,286	1,09E-10	3,8E-10
<b>Σ=</b>						<b>0,9998</b>

Tabla II.22

$T_D = 371,36 \text{ K}$	$(98,21 \text{ °C})$
$T_B = 400 \text{ K}$	$(126,85 \text{ °C})$

<b>COMPONENTES</b>	<b><math>\bar{\alpha}_{i,HK}</math></b>
<i>ETANOL</i>	2,883
<i>AGUA</i>	1,315
<i>ISOBUTANOL</i>	1
<i>2-METIL-1-BUTANOL</i>	0,439
<i>3-METIL-1-BUTANOL</i>	0,433

Tabla II.23



$$\mathbf{N_{min} = 23,42}$$

### 1.1.1.2. – Cálculo de $R_{min}$ y $R$

Una vez que las separaciones estimadas y calculadas coinciden, se cierra el proceso y se utiliza la ecuación de UNDERWOOD para determinar la relación de reflujo mínima necesaria para alcanzar la separación requerida de los dos componentes clave.

La relación de reflujo mínima corresponde a una columna de etapas infinitas, y el punto al cual ocurre esto se define como un “punto de contacto” o “punto de infinitud”. Cuando todos los componentes en la alimentación se distribuyen en ambos, tanto en el destilado como en el producto de cola, se obtiene un solo punto de contacto y se denomina separación de clase 1. Las separaciones de clase 1 pueden ocurrir cuando se destilan mezclas con estrecho intervalo de los puntos de ebullición o cuando el grado de separación entre los componentes clave no es nítido. Mientras que si uno o más de los componentes se encuentran en el destilado o en colas, pero no en ambos, se obtienen dos puntos de contacto en la columna y la separación se denomina de clase 2.

En este caso, hay composiciones en colas y en cabezas del orden de  $10^{-11}$  y  $10^{-10}$ , de manera que se puede considerar que estas composiciones son prácticamente cero, y por tanto el tipo de separación sería de la clase 2.

Las dos ecuaciones dadas por Underwood en este caso son:

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{iHK} \cdot x_{i,F}}{\alpha_{iHK} - \theta} = 1 + \Phi \quad (16)$$

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{iHK} \cdot x_{i,D}}{\alpha_{iHK} - \theta} = 1 + R_{min} \quad (17)$$

Donde el parámetro  $\theta$  se halla mediante un cálculo iterativo a partir de la condición de alimentación  $\Phi$ , y una vez conocido  $\theta$  se calcula la relación de reflujo mínima ( $R_{\min}$ ) a través de la segunda ecuación.

Para el cálculo de la condición de alimentación se calcula en primer lugar:

- el calor específico medio a presión constante ( $\overline{C_p}$ ) y
- el calor latente medio de vaporización ( $\overline{\lambda}$ )

\* Cálculo del calor específico medio a presión constante  $\overline{C_p}$

El calor específico a presión constante va a ser función de la temperatura, y puesto que se tiene que determinar la condición de alimentación, se calcula  $C_p$  para la temperatura inicial de la mezcla o temperatura de alimentación, que será la temperatura ambiental considerada como 20 grados centígrados (293,15 K).

Partiendo de los valores tabulados para los componentes puros, se calcula el calor específico a una determinada temperatura mediante la relación:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (18)$$

donde  $C_p$  viene dado en J/mol K y la temperatura T en grados Kelvin.

Suponiendo comportamiento ideal, el calor específico medio para cada una de las mezclas a sus correspondientes temperaturas, vendrá dado por la suma de las fracciones molares de sus componentes multiplicadas por el calor específico calculado para cada uno de ellos:

$$\overline{C_p} = \sum x_i \cdot C_{pi} \quad (19)$$

Los coeficientes necesarios para resolver la ecuación:  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ , se encuentran tabulados en la bibliografía para los distintos componentes puros:

Componentes puros	A	B	C	D
ETANOL	9,014	0,2141	-0,0000839	1,373E-09
AGUA	32,24	0,001924	0,00001055	-3,596E-07
ISOBUTANOL	7,708	0,4689	-0,0002884	7,231E-08
2-METIL-1-BUTANOL	-9,483	0,5677	-0,0003481	8,637E-08
3-METIL-1-BUTANOL	-9,542	0,5681	-0,0003485	8,65E-08

Tabla II.24

Se calculan primero los calores específicos individuales a la temperatura inicial de 293,15 K, y con estos y las fracciones molares iniciales se obtiene que el calor específico medio para esta mezcla inicial es de: 77,1713 (J/mol K).

T (K) = 293,15			
Componentes puros	C <sub>pi</sub>	X <sub>i,F</sub>	C <sub>pi</sub> · X <sub>i,F</sub>
ETANOL	64,602	0,0647	4,1828
AGUA	24,651	0,4544	11,2031
ISOBUTANOL	122,203	0,0488	5,9641
2-METIL-1-BUTANOL	129,199	0,1079	13,9531
3-METIL-1-BUTANOL	129,226	0,3239	41,8681
<b>Mezcla:</b>		<b>C<sub>p</sub> = 77,1713 (J/mol K)</b>	

Tabla II.25

\* Cálculo del calor latente medio de vaporización  $\bar{\lambda}$

Para la predicción del calor de vaporización en el punto de ebullición normal, a presión atmosférica se usará la ecuación propuesta por *Riedel*:

$$\frac{\lambda / T_n}{R} = \frac{1,092 (\ln P_c - 1,013)}{0,930 - T_{rn}} \quad (20)$$

donde:  $T_{rn}$  = Presión reducida en  $T_n$ , y que se calcula como:  $T_{rn} = T_n / T_c$ , siendo:

$T_n$  : Temperatura normal de ebullición, y

$T_c$ : Temperatura crítica

Al igual que en el apartado anterior, se calcula el calor latente para cada uno de los componentes individuales, para después calcular el calor latente medio de cada mezcla como:

$$\bar{\lambda} = \sum x_i \cdot \bar{\lambda}_i \quad (21)$$

Tomando el valor de la constante de los gases como  $R = 8,314 \text{ J/mol K}$ , y las temperaturas en grados Kelvin, se obtiene el calor latente en  $\text{J/mol}$ .

Para cada componente puro se tiene:

Componentes puros	$P_c$ (bar)	$T_c$ (K)	$T_n=T_{eb}$ (K)	$T_{rn}$	$R$ (J/mol K)	$\lambda_i$
1. ETANOL	61,4	513,9	351,5	0,6839	8,314	<b>40269,4616</b>
2. AGUA	221,2	647,3	373,2	0,5765	8,314	<b>42045,5511</b>
3. ISOBUTANOL	43	547,8	381	0,6955	8,314	<b>40539,6862</b>
4. 2-METIL-1-BUTANOL	33,4	571	401,9	0,7038	8,314	<b>40264,9278</b>
5. 3-METIL-1-BUTANOL	33,4	579,4	404,4	0,6979	8,314	<b>39487,045</b>

Tabla II.26

Y para la mezcla:

Componentes puros	$\lambda_i$	$x_{i,F}$	$\lambda_i \cdot x_{i,F}$
1. ETANOL	40269,4616	0,0647	2607,38
2. AGUA	42045,5511	0,4544	19108,04
3. ISOBUTANOL	40539,6862	0,0488	1978,53
4. 2-METIL-1-BUTANOL	40264,9278	0,1079	4348,47
5. 3-METIL-1-BUTANOL	39487,045	0,3239	12793,39
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\lambda = 40835,83 \text{ J/mol}</math></b>		

Tabla II.27

\* Cálculo de la condición de alimentación  $\Phi$

La condición de alimentación expresada como:

$$\Phi = \frac{H_v^{SAT} - H_F}{H_v^{SAT} - H_L^{SAT}} \quad (22)$$

representa la fracción de líquido que existe en la alimentación, y su valor aporta información sobre si la alimentación es un líquido saturado a su temperatura de ebullición, un vapor saturado o una mezcla de ambos, en cuyo caso el valor de  $\Phi$  estaría comprendido entre cero y uno. Asimismo, si dicho valor es mayor que uno significará que la alimentación entra como líquido subenfriado, y en el caso en que este sea menor que cero querrá decir que la alimentación entra como vapor sobrecalentado. Es decir:

<b>Alimentación</b>	<b><math>H_F</math></b>	<b><math>\Phi</math></b>
LÍQUIDO SATURADO	$= H_L^{SAT}$	1
VAPOR SATURADO	$= H_V^{SAT}$	0
MEZCLA: LIQ + VAP	$H_L^{SAT} < H_F < H_V^{SAT}$	0-1
VAPOR SOBRECALENTADO	$> H_V^{SAT}$	$< 0$
LÍQUIDO SUBENFRIADO	$< H_L^{SAT}$	$> 1$

Tabla II.28

Dado que  $(H_L^{SAT} - H_F)$  se puede obtener como:

$$(H_L^{SAT} - H_F) = \overline{C_p} (T_{eb} - T_F)$$

y que la diferencia  $(H_V^{SAT} - H_L^{SAT})$  representaría el calor latente medio:

$$(H_V^{SAT} - H_L^{SAT}) = \overline{\lambda}$$

la condición de alimentación se puede calcular del siguiente modo:

$$\Phi = 1 + \frac{H_L^{SAT} - H_F}{\overline{\lambda}} = 1 + \frac{\overline{C_p} (T_{eb} - T_F)}{\overline{\lambda}} \quad (23)$$

Para este cálculo se toman los valores calculados en los apartados 1.1.1.1. y 1.1.1.2 para la temperatura de ebullición, calor latente medio de vaporización y calor específico medio.

MEZCLA INICIAL (1ª)					
$T_{eb}$ (K)	$T_F$ (K)	$\bar{C}_p$ (J/mol K)	$(H_L^{SAT} - H_F)$ (J/mol)	$\bar{\lambda}$ (J/mol)	$\Phi$
380,617	293,15	77,1713	6749,941	40835,83	<b>1,16529</b>

Tabla II.29

Luego, la alimentación del primer fraccionamiento se trataría de un líquido subenfriado, ya que se encuentra en estado líquido a temperatura menor a su temperatura de ebullición.

\* Cálculo de  $R_{min}$

Cálculo iterativo de  $\theta$ :

A partir de las volatilidades relativas, las composiciones iniciales y el valor de la condición de alimentación  $\Phi$ , se utiliza la primera ecuación de Underwood (16) para calcular el parámetro  $\theta$

$$1 - \Phi = 1 - 1,16529 = -0,16529$$

Luego el valor que se busca de  $\theta$  será aquel que iguale a ese valor el sumatorio:

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{i, HK} \cdot X_{i,F}}{\alpha_{i, HK} - \theta} = -0,16529$$

	VALORES SUPUESTOS DE $\theta$				
	$X_{i,F}$	1,2	1,1	1,05	1,06
<b>ETANOL</b>	0,0647	0,0804	0,0788	0,0781	0,0782
<b>AGUA</b>	0,4544	0,8907	0,8247	0,7953	0,8010
<b>ISOBUTÍLICO</b>	0,0488	-0,2440	-0,4880	-0,9761	-0,8134
<b>2-METIL-1-BUTANOL</b>	0,1079	-0,0367	-0,0413	-0,0441	-0,0435
<b>3-METIL-1-BUTANOL</b>	0,3239	-0,1002	-0,1125	-0,1198	-0,1183
<b>Suma</b>	1	0,5902	0,2617	-0,2666	-0,0959

Tabla II.30

	VALORES SUPUESTOS DE $\theta$			
	$x_{i,F}$	1,055	1,0551	1,055512
ETANOL	0,0647	0,0781	0,0781	0,0781
AGUA	0,4544	0,7981	0,7982	0,7984
ISOBUTANOL	0,0488	-0,8873	-0,8857	-0,8791
2-METIL-1- BUTANOL	0,1079	-0,0438	-0,0438	-0,0437
3-METIL-1-BUTANOL	0,3239	-0,1190	-0,1190	-0,1189
Suma	1	-0,1738	-0,1721	<b>-0,16529</b>

Tabla II.30 (continuación)

Luego:  $\theta = 1,055512$

Para el cálculo de  $R_{\min}$  se necesitan las fracciones molares en el destilado calculadas para cada uno de los componentes (tabla II.20), así como las volatilidades relativas (tabla II.23) y el valor de  $\theta$  anterior:

	$x_{i,D}$	$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{i, HK} \cdot x_{i,D}}{\alpha_{i, HK} - \theta}$
ETANOL	0,1274	0,201
AGUA	0,8677	4,392
ISOBUTÍLICO	0,0048	-0,086
2-METIL-1- BUTANOL	5,08E-11	-3,5E-11
3-METIL-1-BUTANOL	1,09E-10	-7,46E-11
Suma	1	4,506

Tabla II.31

Y despejando de la segunda ecuación de Underwood (17):

$$R_{\min} = 4,506 - 1 = 3,506$$

## \* Cálculo de R

La relación de reflujo real (R), se establece generalmente como algún múltiplo de la relación de reflujo mínima, normalmente se utiliza el valor de  $R/R_{\min}$  entre 1,1 y 1,5. Se supondrá la siguiente relación:

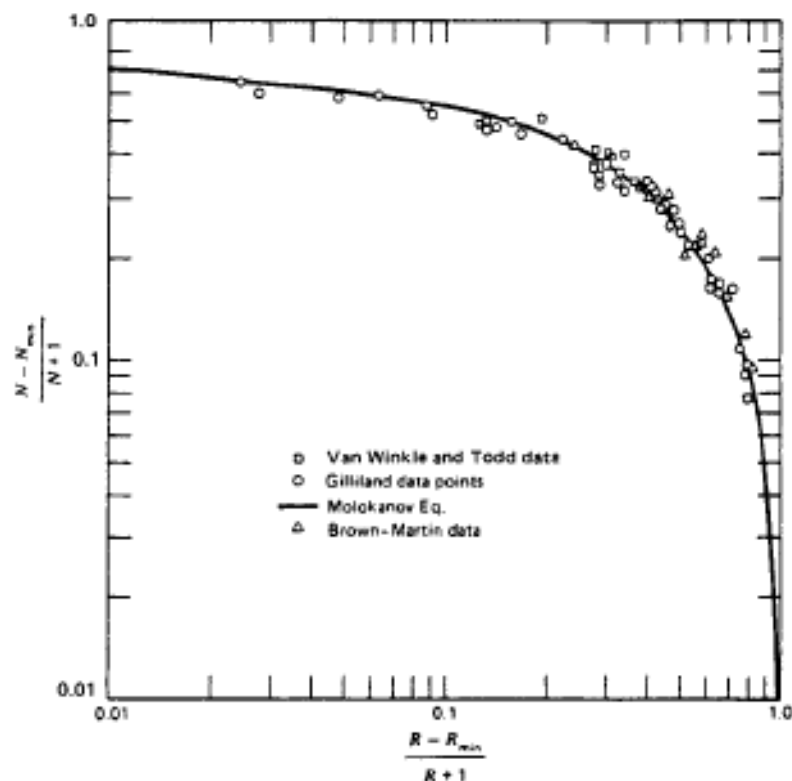
$$R = 1,3 R_{\min} \quad (24)$$

Luego la relación de reflujo real será:

$$R = 1,3 \cdot 3,506 = \mathbf{4,558}$$

## 1.1.1.3. – Cálculo de N

Los métodos aproximados para la destilación multicomponente proporcionan la correlación empírica de GILLILAND para el cálculo del número de etapas teóricas de equilibrio, relacionando  $R_{\min}$ ,  $N_{\min}$ , R y N.



Existen muchas ecuaciones que se adaptan bien a los puntos de la gráfica, siendo una de ellas:



$$y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,5668} \right] \quad (25)$$

Llamando x a:

$$x = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad (26)$$

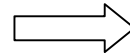
$N_{min}$	$R_{min}$	$R$	$x$	$y$
23,42	3,506	4,558	0,189	0,458

Tabla II.32

Despejando se tiene:

$$N = \frac{N_{min} + y}{1 - y} = 44,06$$

Se considerará a efectos de diseño



**N ≈ 45**

Para poder llevar a cabo la separación deseada se necesitarían por tanto, un total de 45 etapas teóricas de equilibrio incluyendo el calderín, luego realmente tendríamos:

**44 ETAPAS + 1 CALDERÍN**

### 1.1.2. Densidad y peso molecular medio

- Densidad media:

A partir de las densidades de cada uno de los componentes y de sus fracciones molares, se puede calcular la densidad media del destilado utilizando la expresión (1):

$$\overline{\rho_D} = \sum_{i=1}^N \rho_i \cdot X_{i,D} \quad (1.a.)$$

Componentes puros	$\rho_i$ (g/ml)	$x_{i,D}$	$\rho_i \cdot x_{i,D}$
1. ETANOL	0,789	0,1274	0,100
2. AGUA	0,998	0,8677	0,866
3. ISOBUTANOL	0,802	0,0048	0,0038
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,819	5,08E-11	4,16E-11
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,81	1,09E-10	8,83E-11
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\rho_D = 0,970</math> g/ml</b>		

Tabla II.33

De la misma manera que antes, para el producto de colas se tiene:

$$\overline{\rho_B} = \sum_{i=1}^N \rho_i \cdot x_{i,B} \quad (1.b.)$$

Componentes puros	$\rho_i$ (g/ml)	$x_{i,B}$	$\rho_i \cdot x_{i,B}$
1. ETANOL	0,789	4,2E-11	3,3E-11
2. AGUA	0,998	0,0277	0,027
3. ISOBUTANOL	0,802	0,0942	0,075
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,819	0,2195	0,179
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,81	0,6585	0,533
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\rho_B = 0,816</math> g/ml</b>		

Tabla II.34

- Peso molecular medio:

A partir de los pesos moleculares de cada uno de los componentes y de sus fracciones molares, se puede calcular el peso molecular medio del destilado mediante la expresión (2) como:

$$\overline{P_{mD}} = \sum_{i=1}^N P_{mi} \cdot x_{i,D} \quad (2.a.)$$

Componentes puros	$P_{mi}$ (Kg/Kmol)	$x_{i,D}$	$P_{mi} \cdot x_{i,D}$
1. ETANOL	46,069	0,1274	5,871
2. AGUA	18,015	0,8677	15,632
3. ISOBUTANOL	74,123	0,0048	0,356
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	5,08E-11	4,4E-09
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	1,09E-10	9,6E-09
<b>Mezcla:</b>	<b><math>P_{mD} = 21,86 \text{ Kg/Kmol}</math></b>		

Tabla II.35

Para el producto de colas del primer fraccionamiento, o alimentación en el caso del segundo:

$$\overline{P}_{mB} = \sum_{i=1}^N P_{mi} \cdot x_{i,B} \quad (2.b.)$$

Componentes puros	$P_{mi}$ (Kg/Kmol)	$x_{i,B}$	$P_{mi} \cdot x_{i,B}$
1. ETANOL	46,069	4,2E-11	1,9E-09
2. AGUA	18,015	0,0277	0,499
3. ISOBUTANOL	74,123	0,0942	6,985
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,2195	19,349
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,6585	58,049
<b>Mezcla:</b>	<b><math>P_{mB} = 84,88 \text{ Kg/Kmol}</math></b>		

Tabla II.36

### 1.1.3. Flujo de vaporización

A partir de la capacidad anual de producción para la cual se pretende diseñar este equipo, se calculan el número de moles por hora que hay que destilar, y por consiguiente cuál sería el flujo de vaporización necesario para ello (V), que se considera constante.

El flujo o caudal de vaporización es por tanto una variable de diseño de nuestro sistema, y se establece basándose en los requerimientos de producción, y a partir de las siguientes consideraciones:

- **Consideraciones:**

- Capacidad de destilación por cargas:

- \* 50000 L aceites de fusel / año

- Funcionamiento:

- \* 5 días /semana
- \* 12 horas / día (se trabaja de 8 de la mañana a 8 de la tarde)

Considerando que se produce 5 días /semana, al año serán 261 días de producción. Si cada día el equipo va a estar funcionando de 8 de la mañana a 8 de la tarde serán 12 horas diarias, luego anualmente se tendrán : 3132 horas.

Por tanto para poder destilar 50000 L anuales, se hará a razón de 16 L / h (D').

Para obtener el flujo molar, se utilizan los valores de densidad media y peso molecular medio calculados en los apartados 1.1.2. y 1.1.2. respectivamente para el destilado. El flujo de vaporización V, puede obtenerse despejando del balance de materia de cabezas a partir del flujo de destilado calculado previamente y de la relación de reflujo de la operación:

$$V = D' \cdot (L/D' + 1) \quad (27)$$

D' (L/h)	$\overline{\rho_D}$ (Kg/L)	$\overline{P_{mD}}$ (Kg/Kmol)	D' (Kmol/h)	L/D' =R	V (Kmol/h)
16	0,970	21,86	0,7102	4,558	<b>3,948</b>

Tabla II.37

Conocido el flujo de destilado D' (Kmol/h) y el flujo de vapor V (Kmol/h) se puede calcular cuál sería el flujo de líquido que es devuelto a la columna, y que correspondería al líquido que entra en la primera etapa:

$$L = V - D'$$

$$L = 3,238 \text{ Kmol / h}$$

#### 1.1.4. Tiempo de operación

Se considera que la cantidad de moles en el calderín B va a variar con el tiempo en función de los flujos de líquido descendente (L) y vapor descendente (V), los cuales se han supuesto constantes a lo largo de la columna:

$$\frac{dB}{dt} = L - V \quad (28)$$

Integrando la ecuación anterior entre el tiempo inicial  $t_0 = 0$  y un tiempo  $t$  final, y a partir de un balance de materia de cabezas:  $V = L + D'$ , se tiene:

$$t = \frac{B_0 - B}{V(1 - L/V)} = \frac{B_0 - B}{D'} \quad (29)$$

Donde  $B_0 = F$

<b><math>B_0 = F</math> (Kmol)</b>	<b>B (Kmol)</b>	<b>D' (Kmol/h)</b>	<b>t (h)</b>
28,361	13,953	0,7102	<b>20,28</b>

Tabla II.38

<b>t = 20h 17 min</b>
-----------------------

Este será el tiempo que transcurre hasta obtener la separación de la primera fracción.

1.1.5. Resultados finales 1<sup>er</sup> fraccionamiento

FRACCIONAMIENTO 1°	ALIMENTACIÓN			
COMPONENTES	F <sub>i</sub> (Kmol)	x <sub>i,F</sub>	$\bar{\rho}_F$ (g/ml)	P <sub>mF</sub> (Kg/Kmol)
1- ETANOL	1,836	0,0647	0,8946	52,867
2- AGUA (LK)	12,889	0,4544		
3- ISOBUTANOL (HK)	1,3841	0,0488		
4- 2-METIL-1-BUTANOL	3,063	0,1079		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,3239		
<b>TOTAL</b>	<b>28,361</b>	<b>1</b>		
CABEZAS				
COMPONENTES	D <sub>i</sub> (Kmol)	x <sub>i,D</sub>	% Respecto al inicial	
1- ETANOL	1,836	0,1274	100	
2- AGUA (LK)	12,502	0,8677	97	
3- ISOBUTANOL (HK)	0,069	0,0048	5	
4- 2-METIL-1-BUTANOL	7,3E-10	5,08E-11	0	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	1,5E-09	1,09E-10	0	
<b>TOTAL</b>	<b>14,408</b>	<b>1</b>		
	$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	0,970		
	P <sub>mD</sub> (Kg/Kmol)	21,86		
COLAS				
COMPONENTES	B <sub>i</sub> (Kmol)	x <sub>i,B</sub>	% Respecto al inicial	
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11	0	
2- AGUA (LK)	0,386	0,0277	3	
3- ISOBUTANOL (HK)	1,315	0,0942	95	
4- 2-METIL-1-BUTANOL	3,063	0,2195	100	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585	100	
<b>TOTAL</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>		
	$\rho_B$ (g/ml)	0,816		
	P <sub>mB</sub> (Kg/Kmol)	84,88		

Tabla II.39

COMPONENTES	$\overline{\alpha}_{i,HK}$		
1- ETANOL	2,883		
2- AGUA (LK)	1,315		
3- ISOBUTANOL (HK)	1		
4- 2-METIL-1-BUTANOL	0,439		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,433		
<b>F=B<sub>0</sub></b> (Kmol)	28,361	<b>F=B<sub>0</sub></b> (L)	1800
<b>B</b> (Kmol)	13,953	<b>B</b> (L)	1458,184
<b>D</b> (Kmol)	14,408	<b>D</b> (L)	339,306
<b>T<sub>eb</sub></b> (K)	380,617	<b>T<sub>eb</sub></b> (°C)	107,467
<b>T<sub>B</sub></b> (K)	400	<b>T<sub>B</sub></b> (°C)	126,85
<b>T<sub>D</sub></b> (K)	371,36	<b>T<sub>D</sub></b> (°C)	98,21
<b>N<sub>min</sub></b>	23,42		
<b>C<sub>p</sub></b> (J/mol K)	77,17		
<b>λ</b> (J/mol)	40835,83		
<b>Φ</b>	1,16529		
<b>R<sub>min</sub></b>	3,506		
<b>R</b>	4,558		
<b>N</b>	45 (44 +1)		
<b>V</b> (Kmol/h)	3,948		
<b>D'</b> (Kmol/h)	0,7102		
<b>L</b> (Kmol/h)	3,238		
<b>t</b> (h)	20,28		

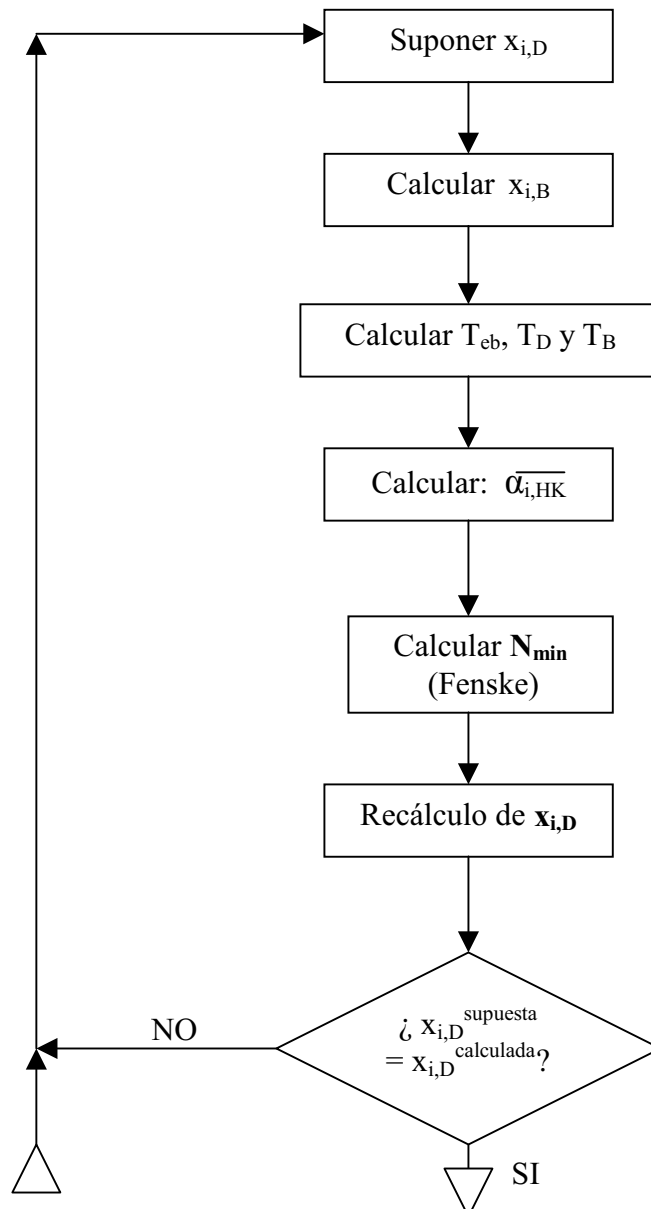
Tabla II.39 (continuación)

## 1.2.- 2º Fraccionamiento

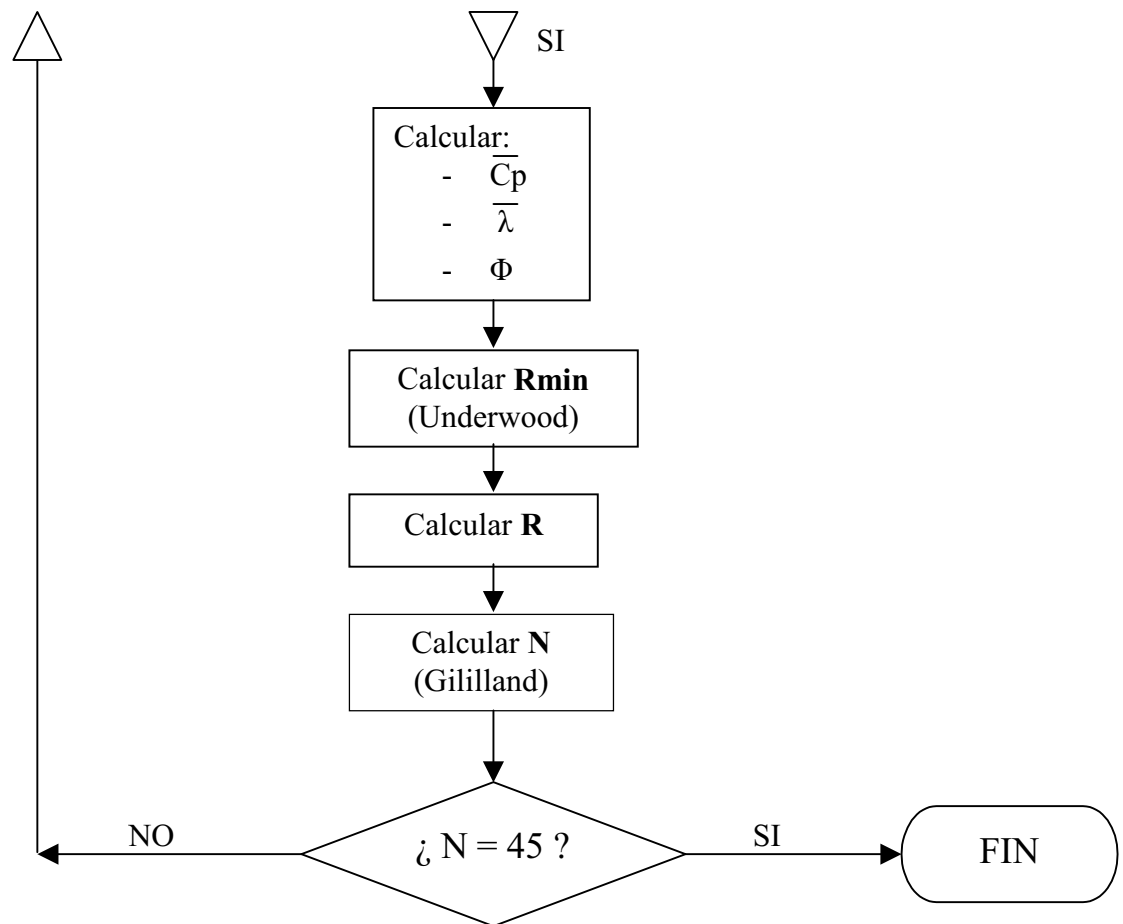
### 1.2.1. Número de etapas teóricas (N)

Para el segundo fraccionamiento se hace el cálculo a la inversa, es decir, partiendo del número de etapas obtenido para el primero de ellos, se calcula cuál sería la separación que se obtendría de la segunda fracción. Luego el procedimiento de cálculo será exactamente igual que para el primer fraccionamiento, solo que en este caso se harán iteraciones repitiendo el algoritmo de cálculo completo hasta obtener un número de etapas teóricas N igual al calculado para este.

Al igual que en el caso anterior, se detalla el procedimiento de cálculo que se va a desarrollar:







A modo de ejemplo se va a desarrollar el cálculo completo para una primera iteración, y finalmente se presentarán en el apartado 1.2.1.3. los resultados definitivos obtenidos.

#### 1.2.1.1. – Cálculo de $N_{min}$ y $x_{i,D}$

\* Suposición inicial de  $x_{i,D}$

Para la obtención de la segunda fracción se parte de cuatro componentes: agua, isobutanol, 2-metil-1-butanol y 3-metil-1-butanol, ya que el etanol que queda en el producto de colas de la separación anterior se puede considerar prácticamente cero. Luego se puede afirmar que todo el etanol inicial fue separado por cabezas en el primer fraccionamiento.

Al igual que antes, se supone que la separación tendrá lugar básicamente entre los componentes *clave ligero (LK)* y *clave pesado (HK)* los cuales se corresponden en este caso con el *isobutanol* y el *2-metil-1-butanol* respectivamente.

Para calcular las composiciones en el destilado  $x_{i,D}$ , se supone que la fracción más volátil que se obtiene por cabezas estará formada por el 100% del agua que quedó en colas del fraccionamiento anterior, y el 0% del 3-metil-1-butanol, el cual quedará en su totalidad en el producto de colas. Y para el caso de los dos componentes claves, se supone que el 95% del isobutanol que quedó del fraccionamiento anterior se obtendrá en el destilado, y por tanto el 5% quedará en colas. Mientras que el 5% del 2-metil-1-butanol saldrá en la fracción de cabezas, quedando el 95% restante en la fracción menos volátil de colas. Es decir:

<b>DESTILADO</b>	<b>PRODUCTO DE COLAS</b>
100 % Agua	0 % Agua
95 % Isobutanol	5 % Isobutanol
5 % 2-metil-1-butanol	95 % 2-metil-1-butanol
0 % 3-metil-1-butanol	100 % 3-metil-1-butanol

**Tabla II.40**

De esta manera, cabe esperar obtener un segundo destilado formado por agua, isobutanol y algo de 2-metil-1-butanol, y un producto menos volátil en colas formado básicamente por los dos alcoholes isoamílicos (2-metil-1-butanol y 3-metil-butanol) y algo de isobutanol. Esta última mezcla que queda como producto de colas, sería la tercera fracción de interés del proceso de fraccionamiento del aceite de fusel inicial.

Con estos valores supuestos se realiza el balance de materia para esta separación, teniendo en cuenta que ahora la mezcla inicial de partida se corresponde con la obtenida como producto de colas en el primer fraccionamiento (tabla II.39):

FRACCIONAMIENTO 2°	INICIAL	
	COMPONENTES	F <sub>i</sub> (Kmol)
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11
2- AGUA	0,386	0,0277
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,0942
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	3,063	0,2195
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585
TOTAL	13,953	1

Tabla II.41

FRACCIONAMIENTO 2°	CABEZAS		COLAS	
	COMPONENTES	D <sub>i</sub> (Kmol)	x <sub>i,D</sub>	B <sub>i</sub> (Kmol)
1- ETANOL	5,9E-10	3,3E-10	0	0
2- AGUA	0,386	0,2161	0	0
3- ISOBUTANOL (LK)	1,249	0,6982	0,065	0,0054
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,153	0,0856	2,909	0,2392
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0	0	9,189	0,7553
TOTAL	1,789	1	12,164	1

Tabla II. 42

\* Temperaturas

Dado que se ha considerado la separación de la mezcla en dos fraccionamientos distintos como dos destilaciones sucesivas, la temperatura de la mezcla inicial o de alimentación para el 2° fraccionamiento será la temperatura de colas que se ha calculado para el primero (tabla II.39), esto es: 400 K (126,85 °C)

Partiendo de esta información, se calcula al igual que antes la temperatura de ebullición de esta “segunda mezcla inicial” mediante iteraciones con distintas temperaturas hasta que se cumpla:

$$\sum y = \sum K_i \cdot x_{i,F} = 1 \quad (6)$$

Al ser las fracciones molares de partida las mismas que las obtenidas en colas en la fraccionamiento anterior, la única temperatura que podrá satisfacer esa

condición será la temperatura calculada en colas para esa fracción, ya que  $\sum K_i \cdot x_{i,F} = 1$  será lo mismo que  $\sum K_i \cdot x_{i,W} = 1$ .

Luego la temperatura de la “segunda mezcla inicial” coincide con su temperatura de ebullición, es decir: 400 K.

$$T_{eb} = 400 \text{ K}$$

La temperatura que satisfaga la condición

$$\sum y_B = \sum K_i \cdot x_{i,B} = 1 \quad (10)$$

será la temperatura que queda en el calderín tras obtener la segunda fracción. El cálculo de los coeficientes de reparto se realiza del mismo modo que en el caso del primer fraccionamiento, y la temperatura se obtiene por un método iterativo de la misma manera que antes, teniendo finalmente:

T(K)=404,28		T(°C)=131,13				
	X	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (Kpa)	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	K <sub>i</sub>	x <sub>i,B</sub>	K <sub>i</sub> · x <sub>i,B</sub>
ETANOL		601,489	6,015	5,897	0	0
AGUA		281,179	2,811	2,756	0	0
ISOBUTÍLICO			2,212	2,169	0,0054	0,011
AMÍLICO	0,2919		1,022	1,001	0,2392	0,239
ISOAMÍLICO			1,010	0,990	0,7553	0,748
						0,9997

Tabla II.43

Luego:

$$T_B = 404,28 \text{ K}$$

La temperatura que satisfaga la condición:

$$\sum x_{D} = \sum (x_{i,D} / K_i) = 1 \quad (11)$$

será la temperatura del destilado que se obtiene por cabezas en el segundo fraccionamiento.

Realizando de nuevo un cálculo iterativo se tienen los siguientes resultados:

T(K)=382,84    T(°C)=109,69						
	X	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (Kpa)	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	K <sub>i</sub>	x <sub>i,D</sub>	x <sub>i,D</sub> / K <sub>i</sub>
ETANOL		312,368	3,123	3,062	3,3E-10	1,07E-10
AGUA		142,0192	1,420	1,392	0,2161	0,1552
ISOBUTÍLICO			1,079	1,058	0,6982	0,6598
AMÍLICO	0,3295		0,473	0,463	0,0856	0,1846
ISOAMÍLICO			0,465	0,456	0	0
						0,9997

Tabla II.44

Luego:

$$T_D = 382,84 \text{ K}$$

\* Volatilidades relativas

Al igual que para el primer fraccionamiento, haciendo uso de la Ley de Raoult se tiene:

$$\alpha_{i, HK} = \frac{P_i^0}{P_{HK}^0} \quad (14)$$

Las presiones de vapor son las calculadas en el apartado anterior para las temperaturas de colas y destilado: T<sub>B</sub> = 404,281 K y T<sub>D</sub> = 382,84 K, y de nuevo se tomará el valor medio entre ambas como:

$$\overline{\alpha_{i, HK}} = (\alpha_{i, HK}^{(D)} \cdot \alpha_{i, HK}^{(B)})^{1/2} \quad (15)$$

$\alpha_{i,HK}^{(D)}$ :

COMPONENTES	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	$\alpha_{i,HK}^{(D)}$
ETANOL	3,123	6,604
AGUA	1,420	3,002
ISOBUTANOL	1,079	2,282
2-METIL-1-BUTANOL	0,473	1
3-METIL-1-BUTANOL	0,465	0,983

Tabla II.45

$\alpha_{i,HK}^{(B)}$ :

COMPONENTES	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (bar)	$\alpha_{i,HK}^{(B)}$
ETANOL	6,015	5,886
AGUA	2,811	2,751
ISOBUTANOL	2,212	2,165
2-METIL-1-BUTANOL	1,022	1
3-METIL-1-BUTANOL	1,010	0,989

Tabla II.46

COMPONENTES	$\alpha_{i,HK}^{(D)}$	$\alpha_{i,HK}^{(B)}$	$\overline{\alpha_{i,HK}}$
ETANOL	6,604	5,886	6,235
AGUA	3,002	2,751	2,874
ISOBUTANOL	2,282	2,165	2,222
2-METIL-1-BUTANOL	1	1	1
3-METIL-1-BUTANOL	0,983	0,989	0,986

Tabla II.47

\* Número de etapas mínimo

El número de etapas teóricas mínimo se calcula partir de la ecuación de Fenske:

$$N_{min} = \frac{\text{Log} [(x_D/x_B)_{LK} \cdot (x_B/x_D)_{HK}]}{\text{Log} \overline{\alpha_{LK,HK}}} \quad (3)$$

Sustituyendo:

$$N_{min} = \frac{\text{Log} [(0,6982 / 0,0054) \cdot (0,2392 / 0,0856)]}{\text{Log } 2,222}$$

$$N_{min} = 7,372$$

\* Recálculo de  $x_{i,D}$

A partir del valor de  $N_{min}$  calculado y de las volatilidades relativas, se recalculan las composiciones de destilado para cada uno de los componentes a partir de:

$$x_{i,D} = \alpha_{i,HK}^{N_{min}} \frac{x_{HK,D}}{x_{HK,B}} x_{i,B} \quad (4)$$

Obteniendo:

COMPONENTES	$\alpha_{i,HK}$	$x_{i,B}$	$x_{i,D}$
ETANOL	6,235	0	0
AGUA	2,874	0	0
ISOBUTANOL (LK)	2,222	0,0054	0,6982
2-METIL-1-BUTANOL (HK)	1	0,2392	0,2443
3-METIL-1-BUTANOL	0,986	0,7553	0,0856
<b>Total</b>		1	1,0281

Tabla II.48

Como no coinciden los valores de  $x_{i,D}$  calculados con los supuestos inicialmente, hay que suponer otros nuevos valores de composición de destilado teniendo en cuenta que su suma debe de ser igual a la unidad, y volver a realizar todos los cálculos anteriores hasta obtener un resultado de  $x_{i,D}$  que coincida con el supuesto para el cálculo.

Haciendo este proceso iterativo varias veces, la última iteración realizada da como resultado:

COMPONENTES	$x_{i,D}$ supuesto	$x_{i,D}$ calculado
ETANOL	2,9E-10	2,9E-10
AGUA	0,1919	0,1919
ISOBUTANOL (LK)	0,6410	0,6410
2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,0457	0,0457
3-METIL-1-BUTANOL	0,1212	0,1212
<b>Total</b>	1	0,99999

Tabla II.49

Para estas composiciones de destilado, los resultados (no definitivos, ya que hay que comprobar si estos valores conducen a un número de etapas  $N=45$ ) que se obtienen son los siguientes:

COMPONENTES	FRACCIONAMIENTO 2°		CABEZAS		COLAS	
	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$		
1- ETANOL	5,9E-10	2,9E-10	8,8E-16	7,4E-17		
2- AGUA	0,386	0,1919	0,0007	6,2E-05		
3- ISOBUTANOL (LK)	1,288	0,6410	0,0263	0,0022		
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,092	0,0457	2,9710	0,2487		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,243	0,1212	8,9451	0,7489		
<b>TOTAL</b>	2,010	1	11,943	1		

Tabla II.50

<b>F = 13,953 Kmol</b> <b>D = 2,010 Kmol</b> <b>B = 11,943 Kmol</b>
---

<b><math>T_D = 385,67</math> K</b> <b>(112,52 °C)</b> <b><math>T_B = 404,39</math> K</b> <b>(131,24 °C)</b>
--



COMPONENTES	$\overline{\alpha}_{i,HK}$
ETANOL	6,178
AGUA	2,854
ISOBUTANOL	2,213
2-METIL-1-BUTANOL	1
3-METIL-1-BUTANOL	0,986

Tabla II.51

$$N_{\min} = 9,27$$

### 1.2.1.2. – Cálculo de $R_{\min}$ y $R$

Una vez que las separaciones estimadas y calculadas coinciden, se procede al cálculo de la relación de reflujo mínima a partir de las ecuaciones de UNDERWOOD dadas en el apartado 1.1.1.2. para las separaciones de clase dos, por las razones expuestas en dicho punto.

Las dos ecuaciones dadas por Underwood en este caso eran:

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{i,HK} \cdot x_{i,F}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 1 + \Phi \quad (16)$$

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{i,HK} \cdot x_{i,D}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 1 + R_{\min} \quad (17)$$

Donde el procedimiento de cálculo es idéntico al desarrollado en el caso del primer fraccionamiento.

\* Cálculo del calor específico medio a presión constante  $\overline{C_p}$

El cálculo  $C_p$  para la temperatura inicial de la mezcla o temperatura de alimentación del segundo fraccionamiento, coincide con la obtenida como temperatura de colas resultado de separar la primera fracción: 400 K

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (18)$$

$C_p$  (J/mol K),  $T$  (K)

$$\overline{C_p} = \sum x_i \cdot C_{pi} \quad (19)$$

Los coeficientes A,B,C y D para cada componente se observan en la tabla II.24 dada en el apartado 1.1.1.2.

Calculando primero los calores específicos individuales a la temperatura inicial de 400 K, y a partir de las fracciones molares de la alimentación se tiene que el calor específico medio para esta mezcla inicial es de: 161,85 (J/mol K):

T (K) = 400			
Componentes puros	$C_{pi}$	$x_{i,F}$	$C_{pi} \cdot x_{i,F}$
ETANOL	81,317	4,2E-11	3,4E-09
AGUA	11,683	0,0277	0,323
ISOBUTANOL	153,751	0,0942	14,489
2-METIL-1-BUTANOL	167,428	0,2195	36,752
3-METIL-1-BUTANOL	167,474	0,6585	110,287
<b>Mezcla:</b>	<b><math>C_p = 161,85</math> (J/mol K)</b>		

Tabla II.52

\* Cálculo del calor latente medio de vaporización  $\overline{\lambda}$

El cálculo del calor latente de vaporización  $\lambda$ , se realiza utilizando la ecuación:

$$\frac{\lambda / T_n}{R} = \frac{1,092 (\ln P_c - 1,013)}{0,930 - T_m} \quad (20)$$

donde:  $T_m$  = Presión reducida en  $T_n$ , y que se calcula como:  $T_m = T_n / T_c$

Al igual que en el apartado 1.1.1.2., se calcula el calor latente para cada uno de los componentes individuales, para después calcular el calor latente medio de cada mezcla como:

$$\overline{\lambda} = \sum x_i \cdot \lambda_i \quad (21)$$

Tomando el valor de la constante de los gases como  $R = 8,314 \text{ J/mol K}$ , y las temperaturas en grados Kelvin, se obtiene el calor latente en J/mol.

Para cada componente puro, los calores latentes fueron calculados en el apartado 1.1.1.2. (tabla II.26).

Y para la mezcla:

Componentes puros	$\lambda_i$	$x_{i,F}$	$\lambda_i \cdot x_{i,F}$
1. ETANOL	40269,46	4,2E-11	1,7E-06
2. AGUA	42045,55	0,0277	1165,16
3. ISOBUTANOL	40539,68	0,0942	3820,45
4. 2-METIL-1-BUTANOL	40264,92	0,2195	8838,63
5. 3-METIL-1-BUTANOL	39487,04	0,6585	26003,64
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\lambda = 39827,90 \text{ J/mol}</math></b>		

Tabla II.53

\* Cálculo de la condición de alimentación  $\Phi$

Para el cálculo de la condición de alimentación se emplean las siguientes ecuaciones al igual que para el primer fraccionamiento:

$$\Phi = \frac{H_v^{\text{SAT}} - H_F}{H_v^{\text{SAT}} - H_L^{\text{SAT}}} \quad (22)$$

$$\Phi = 1 + \frac{H_L^{\text{SAT}} - H_F}{\overline{\lambda}} = 1 + \frac{C_p (T_{\text{eb}} - T_F)}{\overline{\lambda}} \quad (23)$$

En este caso, la temperatura de partida o temperatura inicial de la segunda mezcla, se encuentra ya a su temperatura de ebullición (400 K), de manera que se anula el numerador de la expresión (23) y por tanto la condición de alimentación tomará el valor de uno, lo cual indica que la alimentación entra como líquido a su temperatura de ebullición.

MEZCLA INICIAL (2ª)					
$T_{eb}$ (K)	$T_F$ (K)	$C_p$ (J/mol K)	$(H_L^{SAT} - H_F)$ (J/mol)	$\bar{\lambda}$ (J/mol)	$\Phi$
400	400	161,853	0	39827,9	1

Tabla II.54

\* Cálculo de  $R_{min}$

Cálculo iterativo de  $\theta$ :

A partir de las volatilidades relativas, las composiciones iniciales y el valor de la condición de alimentación  $\Phi$ , se utiliza la primera ecuación de Underwood para calcular el parámetro  $\theta$ :

$$1 - \Phi = 1 - 1 = 0$$

En este caso se busca el valor de  $\theta$  que anule el sumatorio:

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{i, HK} \cdot x_{i,F}}{\alpha_{i, HK} - \theta} = 0$$

	VALORES SUPUESTOS DE $\theta$				
	$x_{i,F}$	1,8	1,9	2	1,95
<b>ETANOL</b>	4,2E-11	5,9E-11	6,1E-11	6,2E-11	6,2E-11
<b>AGUA</b>	0,0277	0,0756	0,0837	0,0936	0,0884
<b>ISOBUTÍLICO</b>	0,0942	0,5106	0,6768	1,0033	0,8083
<b>2-METIL-1-BUTANOL</b>	0,2195	-0,2744	-0,2439	-0,2195	-0,2310
<b>3-METIL-1-BUTANOL</b>	0,6585	-0,7987	-0,7112	-0,6410	-0,67434
<b>Suma</b>	1	-0,4867	-0,1946	0,2364	-0,0086

Tabla II.55

	VALORES SUPUESTOS DE $\theta$			
	$x_{i,F}$	1,96	1,952	1,95205
<b>ETANOL</b>	4,2E-11	6,2E-11	6,2E-11	6,2E-11
<b>AGUA</b>	0,0277	0,0894	0,0886	0,0886
<b>ISOBUTANOL</b>	0,0943	0,8410	0,8147	0,8148
<b>2-METIL-1- BUTANOL</b>	0,2195	-0,2286	-0,2305	-0,2305
<b>3-METIL-1-BUTANOL</b>	0,6585	-0,6674	-0,6729	-0,6729
<b>Suma</b>	1	0,0344	-0,0002	-4,37E-06

Tabla II.55 (Continuación)

Se puede considerar  $-4,37 \text{ E-}06 \approx 0$

Luego:  $\theta = 1,95205$

Cálculo de  $R_{\min}$ :

Para el cálculo de  $R_{\min}$  se necesitan las fracciones molares en el destilado calculadas para cada uno de los componentes (tabla II.50), así como las volatilidades relativas (tabla II.51) y el valor de  $\theta$  anterior:

	$x_{i,D}$	$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_{i, HK} \cdot x_{i,D}}{\alpha_{i, HK} - \theta}$
<b>ETANOL</b>	2,9E-10	4,29E-10
<b>AGUA</b>	0,1919	0,607
<b>ISOBUTÍLICO</b>	0,6410	5,425
<b>2-METIL-1- BUTANOL</b>	0,0457	-0,123
<b>3-METIL-1-BUTANOL</b>	0,1212	-0,048
<b>Suma</b>	1	5,860

Tabla II.56

Y despejando de la segunda ecuación de Underwood:

$$R_{\min} = 5,86 - 1 = 4,86$$

## \* Cálculo de R

El cálculo de la relación de reflujo R, se realiza mediante:

$$R = 1,3 R_{\min} \quad (24)$$

luego la relación de reflujo real será:

$$R = 1,3 \cdot 4,86 = \mathbf{6,319}$$

## 1.2.1.3. – Cálculo de N

Se utiliza la correlación empírica de GILLILAND igual que para el primer fraccionamiento:

$$y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0,5668} \right] \quad (25)$$

Llamando x a:

$$x = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \quad (26)$$

$N_{\min}$	$R_{\min}$	R	x	y
9,27	4,86	6,319	0,199	0,449

Tabla II.57

Despejando se tiene:

$$N = \frac{N_{\min} + y}{1 - y} = \mathbf{17,65 \text{ etapas}} \quad \neq 45 \text{ etapas}$$

Como se puede comprobar no coincide con el número de etapas teóricas calculado para la obtención de la primera fracción N = 45. Luego, siguiendo el algoritmo de cálculo propuesto, habrá que volver a suponer unos valores de composiciones de destilado para cada componente, recalcularlos una vez que se tenga el número de etapas mínimo, volver a estimarlos hasta que coincidan y continuar hasta calcular el número de etapas teóricas N.

El proceso iterativo se dará por terminado cuando el número de etapas obtenido sea igual a 45. Cuando se consiga alcanzar este valor, se tendrán los valores de todos los parámetros necesarios para la separación de la segunda fracción, correspondientes al diseño de una columna de 45 etapas teóricas.

Tras haber comentado paso por paso el procedimiento de cálculo y haber realizado una primera suposición a modo de ejemplo, a continuación se expondrán directamente los resultados finales para esta segunda separación, dada la extensión de cada una de las iteraciones y lo laborioso del proceso.

Se dan por terminados los cálculos al obtener exactamente un número de etapas teóricas  $N = 44,9889$  ya que se considera  $\cong 45$ .

COMPONENTES	$x_{i,D}$ supuesto	$x_{i,D}$ calculado
ETANOL	2,5E-10	0
AGUA	0,1645	0,1645
ISOBUTANOL (LK)	0,5595	0,5595
2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,0860	0,0860
3-METIL-1-BUTANOL	0,1899	0,1899
<b>Total</b>	1	0,99999

Tabla II.58

Quedando los balances :

COMPONENTES	CABEZAS		COLAS	
	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$
1- ETANOL	5,9E-10	2,5E-10	0	0
2- AGUA	0,386	0,1645	6,6E-11	5,7E-12
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,5595	9,7E-08	8,3E-09
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,202	0,0860	2,8605	0,2465
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,446	0,1899	8,7423	0,7534
<b>TOTAL</b>	2,350	1	11,603	1

Tabla II.59

Y las temperaturas y volatilidades finales:

$T_B$ :

$T(K)=404,477$ $T(^{\circ}C)=131,327$						
	X	$P_i^{\circ}$ (Kpa)	$P_i^{\circ}$ (bar)	$K_i$	$x_{i,B}$	$K_i \cdot x_{i,B}$
ETANOL		604,901	6,049	5,930	0	0
AGUA		282,844	2,828	2,773	5,7E-12	1,6E-11
ISOBUTÍLICO			2,225	2,182	8,3E-09	1,8E-08
AMÍLICO	0,2916		1,028	1,008	0,2465	0,248
ISOAMÍLICO			1,017	0,997	0,7534	0,751
$\Sigma=$						<b>0,99999</b>

Tabla II.60

$T_D$ :

$T(K)=388,941$ $T(^{\circ}C)=115,791$						
	X	$P_i^{\circ}$ (Kpa)	$P_i^{\circ}$ (bar)	$K_i$	$x_{i,B}$	$K_i \cdot x_{i,B}$
ETANOL		379,554	3,795	3,721	2,5E-10	6,7E-11
AGUA		173,966	1,739	1,705	0,1645	0,096
ISOBUTÍLICO			1,338	1,312	0,5595	0,426
AMÍLICO	0,3188		0,596	0,584	0,0860	0,147
ISOAMÍLICO			0,587	0,575	0,1899	0,330
$\Sigma=$						<b>0,9999</b>

Tabla II.61

$T_D = 388,941 \text{ K}$	$(115,791 \text{ }^{\circ}\text{C})$
$T_B = 404,477 \text{ K}$	$(131,327 \text{ }^{\circ}\text{C})$

COMPONENTES	$\bar{\alpha}_{i,HK}$
ETANOL	6,117
AGUA	2,832
ISOBUTANOL	2,203
2-METIL-1-BUTANOL	1
3-METIL-1-BUTANOL	0,986

Tabla II.62



## 1.2.2. – Densidad y peso molecular medio

- Densidad media:

A partir de las densidades de cada uno de los componentes y de sus fracciones molares, se puede calcular la densidad media del destilado utilizando la expresión (1):

$$\overline{\rho_D} = \sum_{i=1}^N \rho_i \cdot X_{i,D} \quad (1.a)$$

Componentes puros	$\rho_i$ (g/ml)	$X_{i,D}$	$\rho_i \cdot X_{i,D}$
1. ETANOL	0,789	2,5E-10	1,9E-10
2. AGUA	0,998	0,1645	0,164
3. ISOBUTANOL	0,802	0,5595	0,448
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,819	0,0860	0,070
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,81	0,1899	0,154
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\rho_D = 0,837</math> g/ml</b>		

Tabla II.63

De la misma manera que antes, para el producto de colas se tiene:

$$\overline{\rho_B} = \sum_{i=1}^N \rho_i \cdot X_{i,B} \quad (1.b)$$

Componentes puros	$\rho_i$ (g/ml)	$X_{i,B}$	$\rho_i \cdot X_{i,B}$
1. ETANOL	0,789	0	0
2. AGUA	0,998	5,7E-12	5,7E-12
3. ISOBUTANOL	0,802	8,3E-09	6,7E-09
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,819	0,2465	0,202
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,81	0,7534	0,6102
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\rho_B = 0,812</math> g/ml</b>		

Tabla II.64

- Peso molecular medio:

A partir de los pesos moleculares de cada uno de los componentes y de sus fracciones molares, se puede calcular el peso molecular medio del destilado mediante la expresión (2) como:

$$\overline{P}_{mD} = \sum_{i=1}^N P_{mi} \cdot X_{i,D} \quad (2.a.)$$

Componentes puros	$P_{mi}$ (Kg/Kmol)	$X_{i,D}$	$P_{mi} \cdot X_{i,D}$
1. ETANOL	46,069	2,5E-10	1,1E-08
2. AGUA	18,015	0,1645	2,963
3. ISOBUTANOL	74,123	0,5595	41,470
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,0860	7,582
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,1899	16,747
<b>Mezcla:</b>	<b><math>P_{mD} = 68,76</math> Kg/Kmol</b>		

Tabla II.65

Y para el producto de colas mediante:

$$\overline{P}_{mB} = \sum_{i=1}^N P_{mi} \cdot X_{i,B} \quad (2.b.)$$

Componentes puros	$P_{mi}$ (Kg/Kmol)	$X_{i,B}$	$P_{mi} \cdot X_{i,B}$
1. ETANOL	46,069	0	0
2. AGUA	18,015	5,7E-12	1,0E-10
3. ISOBUTANOL	74,123	8,3E-09	6,2E-07
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,2465	21,733
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,7534	66,416
<b>Mezcla:</b>	<b><math>P_{mB} = 84,15</math> Kg/Kmol</b>		

Tabla II.66

### 1.2.3. – Flujo de vaporización

A partir del valor de flujo de destilado  $D' = 16$  L/h estimado en el apartado 1.1.3., se calcula para este segundo fraccionamiento cuál sería el flujo de vaporización siguiendo el mismo procedimiento de cálculo explicado en el mencionado apartado:

$$V = D' (L/D' + 1) \quad (27)$$

<b>D' (L/h)</b>	$\overline{\rho_D}$ (Kg/L)	$\overline{P_{mD}}$ (Kg/Kmol)	<b>D' (Kmol/h)</b>	<b>L/D' =R</b>	<b>V (Kmol/h)</b>
16	0,837	68,76	0,195	5,39	<b>1,245</b>

Tabla II.67

Conociendo el flujo de destilado D' (Kmol/h) y el flujo de vapor V (Kmol/h) se puede calcular cuál sería el flujo de líquido que es devuelto a la columna, y que correspondería al líquido que entra en la primera etapa:

$$L = V - D'$$

$$L = 1,05 \text{ Kmol / h}$$

#### 1.2.4. – Tiempo de operación

$$t = \frac{B_0 - B}{V(1 - L/V)} = \frac{B_0 - B}{D'} \quad (29)$$

<b>B<sub>0</sub> = F (Kmol)</b>	<b>B (Kmol)</b>	<b>D' (Kmol/h)</b>	<b>t (h)</b>
13,953	11,603	0,195	<b>12,06</b>

Tabla II.68

$$t = 12\text{h } 4 \text{ min}$$

## 1.2.5.- Resultados finales 2º fraccionamiento

FRACCIONAMIENTO 2º	ALIMENTACIÓN			
COMPONENTES	$F_i$ (Kmol)	$x_{i,F}$	$\rho_F$ (g/ml)	$P_{mF}$ (Kg/Kmol)
1- ETANOL	5,9E-10	4,2E-11	0,816	84,88
2- AGUA	0,386	0,0277		
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,0942		
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	3,063	0,2195		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	9,188	0,6585		
<b>TOTAL</b>	<b>13,953</b>	<b>1</b>		
CABEZAS				
COMPONENTES	$D_i$ (Kmol)	$x_{i,D}$	% Respecto al inicial 2º	
1- ETANOL	5,9E-10	2,5E-10	100	
2- AGUA	0,386	0,1645	100	
3- ISOBUTANOL (LK)	1,315	0,5595	100	
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,202	0,0860	6,6	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,446	0,1899	4,86	
<b>TOTAL</b>	<b>2,35</b>	<b>1</b>		
	$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	0,837		
	$P_{mD}$ (Kg/Kmol)	68,76		
COLAS				
COMPONENTES	$B_i$ (Kmol)	$x_{i,B}$	% Respecto al inicial 2º	
1- ETANOL	0	0	0	
2- AGUA	6,6E-11	5,7E-12	0	
3- ISOBUTANOL (LK)	9,7E-08	8,3E-09	0	
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	2,8608	0,2465	93,4	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	8,7423	0,7534	95,14	
<b>TOTAL</b>	<b>11,603</b>	<b>1</b>		
	$\rho_B$ (g/ml)	0,812		
	$P_{mB}$ (Kg/Kmol)	84,15		

Tabla II.69

COMPONENTES	$\alpha_{i,HK}$		
1- ETANOL	6,117		
2- AGUA	2,832		
3- ISOBUTANOL (LK)	2,203		
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	1		
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,986		
<b>F (Kmol)</b>	13,953	<b>F (L)</b>	1458,184
<b>B (Kmol)</b>	11,603	<b>B (L)</b>	1259,317
<b>D (Kmol)</b>	2,350	<b>D (L)</b>	198,866
<b>T<sub>eb</sub> (K)</b>	400	<b>T<sub>eb</sub> (°C)</b>	126,85
<b>T<sub>B</sub> (K)</b>	404,477	<b>T<sub>B</sub> (°C)</b>	131,327
<b>T<sub>D</sub> (K)</b>	388,941	<b>T<sub>D</sub> (°C)</b>	115,791
<b>N<sub>min</sub></b>	24,14		
<b>C<sub>p</sub> (J/mol K)</b>	161,85		
<b>λ (J/mol)</b>	39827,9		
<b>Φ</b>	1		
<b>R<sub>min</sub></b>	4,147		
<b>R</b>	5,39		
<b>N</b>	44,9889 $\cong$ 45		
<b>V (Kmol/h)</b>	1,245		
<b>D' (Kmol/h)</b>	0,195		
<b>L (Kmol/h)</b>	1,05		
<b>t (h)</b>	12,06		

Tabla II.69 (Continuación)

## 2- TIEMPO TOTAL DE OPERACIÓN

El tiempo total de operación vendrá dado por la suma de los tiempos parciales  $t_1$  y  $t_2$ , calculados en los apartados 1.1.4. y 1.2.4. para la separación de la primera y de la segunda fracción respectivamente, además de contabilizar el tiempo que tarda la mezcla inicial en calentarse a su temperatura de ebullición  $\varphi_1$  (ver Cap. 4 apartado 1.3.4.1.) y el tiempo para la segunda mezcla  $\varphi_2$  (Cap. 4 apartado 1.3.4.3.)

$$t = t_1 + t_2 + \varphi_1 + \varphi_2 \quad (30)$$

$t_1$ (h)	$t_2$ (h)	$\varphi_1$ (h)	$\varphi_2$ (h)	$t$ (h)
20,28	12,06	2,35	0,958	<b>35,65</b>

Tabla II.70

<b>t = 35 h 39 min</b>
------------------------

Luego, se estima que para poder llevar a cabo el fraccionamiento del aceite de fusel en las tres fracciones definidas, serán necesarias aproximadamente 36 horas de operación.

Teniendo en cuenta que se trabaja 12 horas diarias, eso se traduce en que se emplearán 3 jornadas de trabajo para poder obtener el producto deseado.

## 3- SIMULACIÓN DEL PROCESO

De forma complementaria a los cálculos realizados hasta ahora, se utiliza una herramienta informática de simulación que permita validar y contrastar los resultados obtenidos teóricamente y los que proporcione el propio simulador.

Concretamente se ha utilizado a este respecto, un módulo específico para destilación batch denominado *CC-BATCH* que proporciona el programa de simulación *ChemCad*.

Este programa es una herramienta de gran utilidad, ya que permite predecir el comportamiento de los procesos sin necesidad de recurrir a la experimentación, lo que supone al ingeniero un ahorro tanto económico como de tiempo.

El modo en el que se plantea esta simulación es mediante la realización de dos destilaciones distintas (la segunda utilizando el producto de colas de la primera), para poder estudiar así, las dos fracciones planteadas inicialmente por separado. Pero para ello se deben introducir datos calculados previamente de manera teórica.

Tanto para el primer como para el segundo fraccionamiento, hay que suministrar al programa una serie de datos de entrada o INPUTS que permitan definir el sistema, y este proporcionará una serie de resultados o OUTPUTS en función de la demanda. Entre los datos de entrada se incluyen: datos de la mezcla inicial (componentes, cantidades y composiciones de los mismos, temperatura o presión.....), parámetros de operación (número de etapas, tipo de condensador, relación de reflujo, razón de vaporización....) así como especificaciones que permitan decidir cuándo se da por terminada la destilación (p.ej.: cuando se alcance una determinada composición en el destilado, cuando hayan transcurrido equis horas, etc....)

Entre los resultados que en este caso se exigirán al simulador, y que se podrán contrastar con los obtenidos teóricamente están: las temperaturas (de ebullición, colas y destilado) las composiciones y cantidades de cada componente en cada una de las corrientes, y el tiempo de operación. Por otra parte, se obtendrán también de esa simulación las composiciones y temperaturas en cada una de las etapas, dada la complejidad y laboriosidad de realizar dicho cálculo mediante aproximaciones teóricas.

*Nota: Para distinguir los valores obtenidos teóricamente de los que se obtengan mediante el simulador, estos últimos llevarán el superíndice <sup>cc</sup>, el cual es abreviatura del nombre del simulador (Chem Cad)*

### **3.1. 1<sup>er</sup> Fraccionamiento**

#### **3.1.1. Inputs**

##### *3.1.1.1. – Parámetros de entrada*

##### ✓ Datos de la mezcla inicial

Los datos que se introducen se muestran en la siguiente tabla:

<b>P (Pa) = 101325</b>	
<b>F (Kmol) = 28,361</b>	
<b>COMPONENTES</b>	<b>X<sub>i,F</sub></b>
1- <i>ETANOL</i>	0,0647
2- <i>AGUA</i>	0,4544
3- <i>ISOBUTANOL</i>	0,0488
4- <i>2-METIL-1-BUTANOL</i>	0,1079
5- <i>3-METIL-1-BUTANOL</i>	0,3239

Tabla II.71

✓ Parámetros de operación

Se toman los resultados obtenidos para el primer fraccionamiento del número de etapas teóricas , relación de reflujo y flujo molar de destilación (tabla II.39)

<b>Número etapas teóricas</b>	45
<b>Condensador</b>	Total
<b>Relación de reflujo</b>	4,558
<b>Flujo molar destilación (Kmol/h)</b>	0,71

Tabla II.72

3.1.1.2. – *Valor stop*

Para decidir en qué momento se da por concluida la destilación, el programa exige un determinado criterio. En este caso, se define dicho fin a partir del número de moles de cabeza obtenidos en el primer fraccionamiento (tabla II.39). Por tanto:

**STOP : D = 14,408 Kmol**



### 3.1.2. Outputs

Una vez se han introducido todos los datos de entrada, se realiza la simulación del proceso y se puede observar gráficamente cómo van variando las composiciones o las cantidades de los distintos componentes en función del tiempo. Esto se hace tanto para el producto de colas como para el producto que se destila y se va acumulando.

Los resultados obtenidos de este modo son los siguientes:

#### 3.1.2.1. – Tiempo de operación

La simulación del proceso da como resultado que el tiempo necesario para llevar a cabo la destilación deseada son 20,3 horas:

$$t^{cc}_{,1} = 20,3 \text{ horas}$$

#### 3.1.2.2. – Resultados cabezas y colas

Los resultados tal y como los proporciona el simulador son:

#### BATCH DISTILLATION 1 CALCULATION RESULTS

##### Operation Step 1:

Stream Name	Pot Charge	Accumulator	Pot Residue	Distillate
Temp K	380.3564	368.9235	398.3936	377.9476
Pres Pa	101325.0000	101325.0000	101325.0000	101325.0000
Enth MJ	-8623.3	-4047.2	-4535.4	-10.551
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol	28.3610	14.4130	13.9481	0.0355
Total kg	1499.3648	349.7732	1149.5931	1.5458
Total std L m3	1.7782	0.3836	1.3946	0.0018
<b>Component mole fractions</b>				
Ethanol	0.0647	0.1274	0.0000	0.0001
Water	0.4545	0.8254	0.0711	0.5775
Isobutanol	0.0488	0.0448	0.0529	0.2924
2-Mth-1-Butanol	0.1080	0.0016	0.2179	0.0779
3-Mth-1-Butanol	0.3240	0.0007	0.6580	0.0521

El simulador proporciona las propiedades para cada corriente al final de la destilación, así por ejemplo la composición que hay en el destilado es la que existe en el instante de tiempo igual a 20,3 horas. Lo que interesa para comparar con los resultados obtenidos previamente, es la composición y los moles que hay en el destilado acumulado (es decir en los 14,408 moles que se obtienen por cabezas), por tanto se tomará como producto de cabezas los valores que da el programa en el

acumulador. De la misma manera el valor especificado de STOP  $D = 14,408$  Kmol, es referido en el simulador a la cantidad de moles que existen en el acumulador).

Tras hacer esta aclaración, a partir de ahora cuando se hable de los resultados obtenidos por cabezas mediante el simulador, estará referido a los datos obtenidos en el acumulador.

En definitiva, los resultados obtenidos mediante simulación para los productos de cabezas y colas, se resumen en la siguiente tabla:

FRACCIONAMIENTO 1° COMPONENTES	CABEZAS		COLAS	
	$D^{cc}_i$ (Kmol)	$x^{cc}_{i,D}$	$B^{cc}_i$ (Kmol)	$x^{cc}_{i,B}$
1- ETANOL	1,84	0,1274	0	0
2- AGUA (LK)	11,9	0,8254	0,99	0,0711
3- ISOBUTANOL (HK)	0,65	0,0448	0,74	0,0529
4- 2-METIL-1-BUTANOL	0,02	0,0016	3,04	0,2179
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,01	0,0007	9,18	0,658
<b>TOTAL</b>	<b>14,413</b>	<b>0,9999</b>	<b>13,9481</b>	<b>0,9999</b>

Tabla II.73

Y las temperaturas de cada uno de ellos y de ebullición:

TEMPERATURAS (K)		
$T^{cc}_{eb}$	$T^{cc}_D$	$T^{cc}_B$
380,356	368,92	398,4

A continuación, se muestran a modo de ejemplo las representaciones gráficas que se obtienen al final de la destilación, para el producto de colas, tanto para las composiciones molares de los componentes como para los moles de cada uno de ellos:

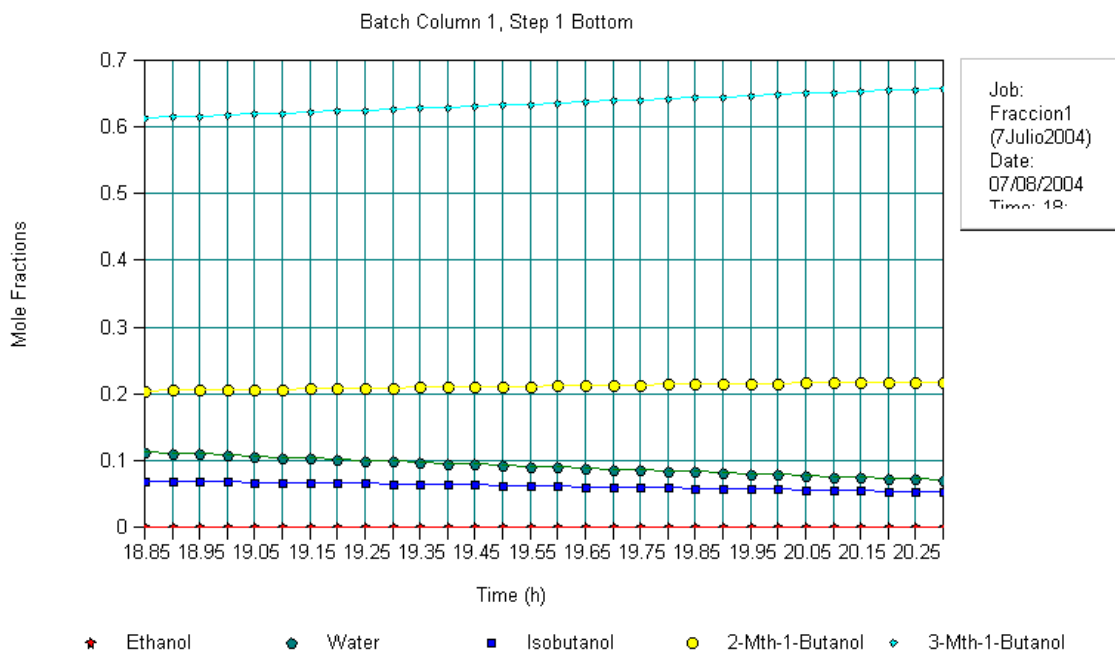


Fig. II.2

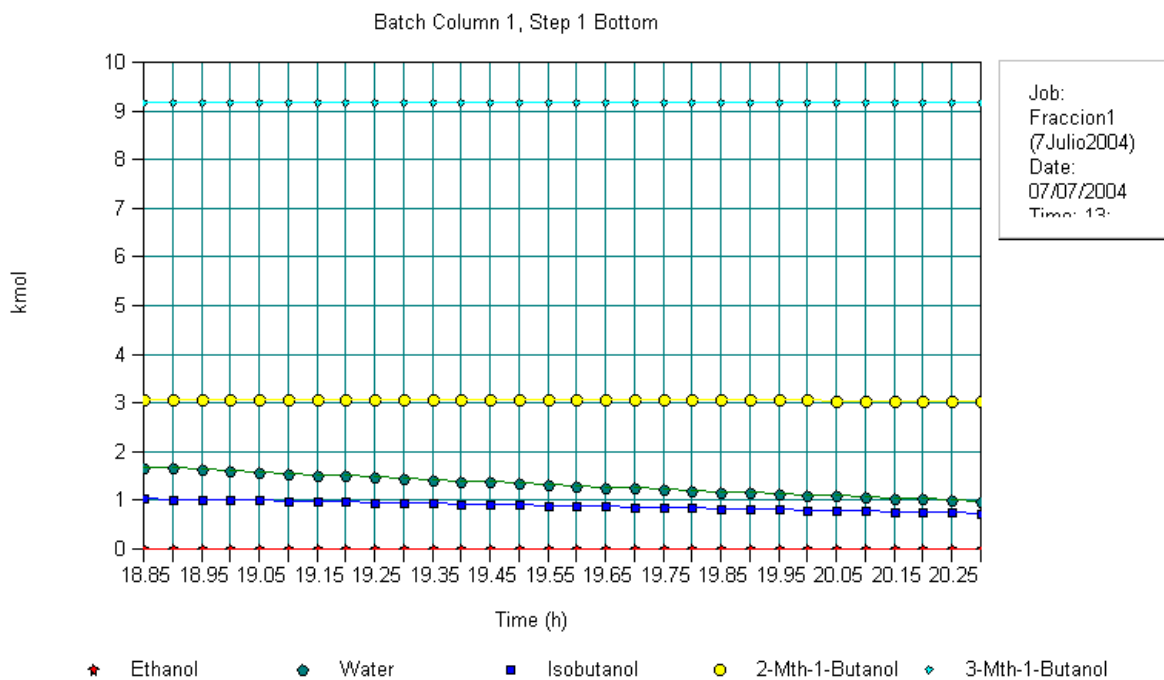


Fig. II.3

## 3.1.2.3. – Resultado etapas

Mediante el simulador, se puede conocer qué composición y qué temperatura existe en cada una de las 45 etapas teóricas al terminar la primera destilación (es decir a  $t^{cc} = 20,3$  horas). Se obtienen tanto las composiciones de líquido y vapor como sus respectivos flujos molares:

Unit type : BATC      Unit name:      Eqp # 1

\* End of Operation Step 1 \*

Stage #	1	377.95 K	101325.00 Pa		
		V Mole frac	L Mole frac		Y/X
Ethanol		0.00000	0.00007		0.00000
Water		0.00000	0.57749		0.00000
Isobutanol		0.00000	0.29243		0.00000
2-Mth-1-Butanol		0.00000	0.07795		0.00000
3-Mth-1-Butanol		0.00000	0.05206		0.00000
Total kmol/h		0.0000	3.2362		

Stage #	2	381.45 K	101325.00 Pa		
		V Mole frac	L Mole frac		Y/X
Ethanol		0.00007	0.00002		2.91978
Water		0.57749	0.43277		1.33441
Isobutanol		0.29243	0.28467		1.02726
2-Mth-1-Butanol		0.07795	0.16351		0.47671
3-Mth-1-Butanol		0.05206	0.11903		0.43741
Total kmol/h		3.9463	3.1844		

Stage #	3	385.91 K	101325.00 Pa		
		V Mole frac	L Mole frac		Y/X
Ethanol		0.00003	0.00001		3.36782
Water		0.45915	0.29635		1.54938
Isobutanol		0.28608	0.23751		1.20451
2-Mth-1-Butanol		0.14791	0.26134		0.56599
3-Mth-1-Butanol		0.10682	0.20480		0.52159
Total kmol/h		3.8944	3.1400		

Stage #	4	390.28 K	101325.00 Pa		
		V Mole frac	L Mole frac		Y/X
Ethanol		0.00002	0.00001		3.85838
Water		0.34819	0.19490		1.78654
Isobutanol		0.24764	0.17681		1.40055
2-Mth-1-Butanol		0.22752	0.34170		0.66583
3-Mth-1-Butanol		0.17663	0.28658		0.61634
Total kmol/h		3.8500	3.1189		

Stage #	5	393.58 K	101325.00 Pa		
		V Mole frac	L Mole frac		Y/X
Ethanol		0.00002	0.00000		4.26499
Water		0.26584	0.13397		1.98441
Isobutanol		0.19825	0.12674		1.56431
2-Mth-1-Butanol		0.29279	0.39037		0.75004
3-Mth-1-Butanol		0.24309	0.34893		0.69669
Total kmol/h		3.8289	3.1159		

<b>Stage #</b>	<b>6</b>	395.62 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.53389
Water		0.21627	0.10222	2.11587
Isobutanol		0.15748	0.09412	1.67315
2-Mth-1-Butanol		0.33239	0.41220	0.80637
3-Mth-1-Butanol		0.29384	0.39145	0.75063
Total kmol/h		3.8259	3.1194	
<b>Stage #</b>	<b>7</b>	396.75 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.68793
Water		0.19034	0.08686	2.19139
Isobutanol		0.13089	0.07541	1.73568
2-Mth-1-Butanol		0.35023	0.41751	0.83885
3-Mth-1-Butanol		0.32853	0.42022	0.78180
Total kmol/h		3.8294	3.1235	
<b>Stage #</b>	<b>8</b>	397.34 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.77014
Water		0.17773	0.07964	2.23175
Isobutanol		0.11561	0.06535	1.76910
2-Mth-1-Butanol		0.35462	0.41415	0.85625
3-Mth-1-Butanol		0.35203	0.44086	0.79851
Total kmol/h		3.8335	3.1268	
<b>Stage #</b>	<b>9</b>	397.64 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.81323
Water		0.17176	0.07624	2.25292
Isobutanol		0.10737	0.06010	1.78663
2-Mth-1-Butanol		0.35194	0.40669	0.86538
3-Mth-1-Butanol		0.36891	0.45698	0.80729
Total kmol/h		3.8369	3.1295	
<b>Stage #</b>	<b>10</b>	397.81 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.83635
Water		0.16893	0.07461	2.26428
Isobutanol		0.10306	0.05738	1.79603
2-Mth-1-Butanol		0.34589	0.39745	0.87029
3-Mth-1-Butanol		0.38210	0.47056	0.81201
Total kmol/h		3.8395	3.1318	
<b>Stage #</b>	<b>11</b>	397.90 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.84952
Water		0.16755	0.07378	2.27076
Isobutanol		0.10082	0.05597	1.80139
2-Mth-1-Butanol		0.33840	0.38759	0.87308
3-Mth-1-Butanol		0.39322	0.48265	0.81470
Total kmol/h		3.8418	3.1338	
<b>Stage #</b>	<b>12</b>	397.96 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00002	0.00000	4.85777
Water		0.16683	0.07334	2.27481
Isobutanol		0.09965	0.05521	1.80475
2-Mth-1-Butanol		0.33040	0.37767	0.87484

3-Mth-1-Butanol	0.40311	0.49378	0.81638
Total kmol/h	3.8438	3.1356	

<b>Stage # 13</b>	398.00 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.86355
Water	0.16642	0.07307	2.27766
Isobutanol	0.09901	0.05479	1.80711
2-Mth-1-Butanol	0.32233	0.36793	0.87606
3-Mth-1-Butanol	0.41223	0.50421	0.81756
Total kmol/h	3.8456	3.1373	

<b>Stage # 14</b>	398.03 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.86806
Water	0.16616	0.07288	2.27987
Isobutanol	0.09864	0.05453	1.80894
2-Mth-1-Butanol	0.31441	0.35850	0.87702
3-Mth-1-Butanol	0.42077	0.51409	0.81848
Total kmol/h	3.8473	3.1389	

<b>Stage # 15</b>	398.06 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.87187
Water	0.16596	0.07274	2.28175
Isobutanol	0.09842	0.05436	1.81050
2-Mth-1-Butanol	0.30675	0.34944	0.87783
3-Mth-1-Butanol	0.42886	0.52347	0.81926
Total kmol/h	3.8490	3.1405	

<b>Stage # 16</b>	398.08 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.87527
Water	0.16581	0.07261	2.28342
Isobutanol	0.09826	0.05423	1.81188
2-Mth-1-Butanol	0.29938	0.34076	0.87856
3-Mth-1-Butanol	0.43654	0.53239	0.81996
Total kmol/h	3.8505	3.1420	

<b>Stage # 17</b>	398.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.87841
Water	0.16568	0.07251	2.28496
Isobutanol	0.09814	0.05412	1.81316
2-Mth-1-Butanol	0.29232	0.33247	0.87922
3-Mth-1-Butanol	0.44386	0.54089	0.82060
Total kmol/h	3.8520	3.1434	

<b>Stage # 18</b>	398.12 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.88133
Water	0.16555	0.07241	2.28640
Isobutanol	0.09803	0.05403	1.81435
2-Mth-1-Butanol	0.28558	0.32458	0.87984
3-Mth-1-Butanol	0.45082	0.54898	0.82120
Total kmol/h	3.8534	3.1447	

<b>Stage # 19</b>	398.14 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.88409

Water	0.16544	0.07232	2.28776
Isobutanol	0.09794	0.05395	1.81547
2-Mth-1-Butanol	0.27915	0.31706	0.88043
3-Mth-1-Butanol	0.45745	0.55667	0.82176
Total kmol/h	3.8547	3.1460	

<b>Stage # 20</b>	398.16 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.88670
Water	0.16533	0.07223	2.28904
Isobutanol	0.09786	0.05387	1.81653
2-Mth-1-Butanol	0.27303	0.30992	0.88098
3-Mth-1-Butanol	0.46376	0.56398	0.82230
Total kmol/h	3.8560	3.1472	

<b>Stage # 21</b>	398.18 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.88917
Water	0.16523	0.07215	2.29026
Isobutanol	0.09778	0.05380	1.81754
2-Mth-1-Butanol	0.26722	0.30314	0.88151
3-Mth-1-Butanol	0.46975	0.57091	0.82280
Total kmol/h	3.8572	3.1483	

<b>Stage # 22</b>	398.19 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.89151
Water	0.16514	0.07207	2.29141
Isobutanol	0.09771	0.05373	1.81849
2-Mth-1-Butanol	0.26170	0.29671	0.88201
3-Mth-1-Butanol	0.47544	0.57749	0.82328
Total kmol/h	3.8584	3.1494	

<b>Stage # 23</b>	398.21 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.89373
Water	0.16505	0.07200	2.29250
Isobutanol	0.09764	0.05367	1.81940
2-Mth-1-Butanol	0.25646	0.29062	0.88248
3-Mth-1-Butanol	0.48083	0.58372	0.82373
Total kmol/h	3.8594	3.1505	

<b>Stage # 24</b>	398.22 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.89583
Water	0.16496	0.07193	2.29353
Isobutanol	0.09758	0.05361	1.82025
2-Mth-1-Butanol	0.25150	0.28485	0.88292
3-Mth-1-Butanol	0.48594	0.58961	0.82416
Total kmol/h	3.8605	3.1514	

<b>Stage # 25</b>	398.24 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.89782
Water	0.16488	0.07186	2.29451
Isobutanol	0.09752	0.05355	1.82106
2-Mth-1-Butanol	0.24681	0.27940	0.88335
3-Mth-1-Butanol	0.49077	0.59518	0.82457
Total kmol/h	3.8615	3.1524	

<b>Stage # 26</b>	398.25 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.89970
Water	0.16481	0.07180	2.29543
Isobutanol	0.09746	0.05350	1.82183
2-Mth-1-Butanol	0.24237	0.27425	0.88375
3-Mth-1-Butanol	0.49534	0.60045	0.82495
Total kmol/h	3.8624	3.1532	
<b>Stage # 27</b>	398.26 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.90147
Water	0.16474	0.07174	2.29631
Isobutanol	0.09741	0.05345	1.82255
2-Mth-1-Butanol	0.23817	0.26939	0.88412
3-Mth-1-Butanol	0.49966	0.60542	0.82532
Total kmol/h	3.8633	3.1541	
<b>Stage # 28</b>	398.27 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.90314
Water	0.16467	0.07168	2.29713
Isobutanol	0.09736	0.05340	1.82323
2-Mth-1-Butanol	0.23421	0.26480	0.88448
3-Mth-1-Butanol	0.50374	0.61011	0.82566
Total kmol/h	3.8641	3.1549	
<b>Stage # 29</b>	398.29 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.90472
Water	0.16461	0.07163	2.29791
Isobutanol	0.09731	0.05335	1.82387
2-Mth-1-Butanol	0.23048	0.26048	0.88481
3-Mth-1-Butanol	0.50759	0.61453	0.82598
Total kmol/h	3.8649	3.1556	
<b>Stage # 30</b>	398.30 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.90621
Water	0.16455	0.07158	2.29864
Isobutanol	0.09727	0.05331	1.82448
2-Mth-1-Butanol	0.22695	0.25641	0.88513
3-Mth-1-Butanol	0.51122	0.61870	0.82629
Total kmol/h	3.8656	3.1563	
<b>Stage # 31</b>	398.31 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.90761
Water	0.16449	0.07154	2.29933
Isobutanol	0.09722	0.05327	1.82505
2-Mth-1-Butanol	0.22363	0.25257	0.88543
3-Mth-1-Butanol	0.51464	0.62262	0.82657
Total kmol/h	3.8663	3.1569	
<b>Stage # 32</b>	398.31 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.90893
Water	0.16444	0.07149	2.29998
Isobutanol	0.09718	0.05323	1.82559
2-Mth-1-Butanol	0.22051	0.24896	0.88571



3-Mth-1-Butanol	0.51786	0.62631	0.82684
Total kmol/h	3.8669	3.1575	

<b>Stage # 33</b>	398.32 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91017
Water	0.16439	0.07145	2.30059
Isobutanol	0.09715	0.05320	1.82609
2-Mth-1-Butanol	0.21757	0.24557	0.88597
3-Mth-1-Butanol	0.52089	0.62978	0.82710
Total kmol/h	3.8676	3.1581	

<b>Stage # 34</b>	398.33 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91134
Water	0.16434	0.07142	2.30116
Isobutanol	0.09711	0.05317	1.82657
2-Mth-1-Butanol	0.21480	0.24238	0.88622
3-Mth-1-Butanol	0.52373	0.63304	0.82734
Total kmol/h	3.8681	3.1587	

<b>Stage # 35</b>	398.34 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91243
Water	0.16429	0.07138	2.30170
Isobutanol	0.09708	0.05313	1.82701
2-Mth-1-Butanol	0.21220	0.23938	0.88645
3-Mth-1-Butanol	0.52641	0.63610	0.82756
Total kmol/h	3.8687	3.1592	

<b>Stage # 36</b>	398.35 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91346
Water	0.16425	0.07135	2.30221
Isobutanol	0.09705	0.05310	1.82743
2-Mth-1-Butanol	0.20976	0.23657	0.88667
3-Mth-1-Butanol	0.52893	0.63898	0.82777
Total kmol/h	3.8692	3.1597	

<b>Stage # 37</b>	398.35 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91443
Water	0.16421	0.07131	2.30268
Isobutanol	0.09702	0.05308	1.82783
2-Mth-1-Butanol	0.20746	0.23393	0.88688
3-Mth-1-Butanol	0.53129	0.64168	0.82797
Total kmol/h	3.8697	3.1601	

<b>Stage # 38</b>	398.36 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91534
Water	0.16418	0.07128	2.30313
Isobutanol	0.09699	0.05305	1.82820
2-Mth-1-Butanol	0.20531	0.23145	0.88707
3-Mth-1-Butanol	0.53351	0.64421	0.82815
Total kmol/h	3.8701	3.1605	

<b>Stage # 39</b>	398.37 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91619
Water	0.16414	0.07126	2.30355

Isobutanol	0.09696	0.05303	1.82854
2-Mth-1-Butanol	0.20329	0.22912	0.88725
3-Mth-1-Butanol	0.53559	0.64659	0.82833
Total kmol/h	3.8705	3.1609	

<b>Stage # 40</b>	398.37 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91699
Water	0.16411	0.07123	2.30394
Isobutanol	0.09694	0.05300	1.82887
2-Mth-1-Butanol	0.20139	0.22694	0.88742
3-Mth-1-Butanol	0.53754	0.64882	0.82849
Total kmol/h	3.8709	3.1613	

<b>Stage # 41</b>	398.38 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91773
Water	0.16408	0.07121	2.30431
Isobutanol	0.09692	0.05298	1.82917
2-Mth-1-Butanol	0.19962	0.22490	0.88758
3-Mth-1-Butanol	0.53937	0.65091	0.82865
Total kmol/h	3.8713	3.1617	

<b>Stage # 42</b>	398.38 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91843
Water	0.16405	0.07118	2.30465
Isobutanol	0.09689	0.05296	1.82946
2-Mth-1-Butanol	0.19795	0.22298	0.88773
3-Mth-1-Butanol	0.54109	0.65287	0.82879
Total kmol/h	3.8717	3.1620	

<b>Stage # 43</b>	398.39 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91909
Water	0.16402	0.07116	2.30498
Isobutanol	0.09687	0.05294	1.82973
2-Mth-1-Butanol	0.19639	0.22119	0.88787
3-Mth-1-Butanol	0.54270	0.65470	0.82892
Total kmol/h	3.8720	3.1623	

<b>Stage # 44</b>	398.39 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	4.91971
Water	0.16400	0.07114	2.30528
Isobutanol	0.09686	0.05293	1.82998
2-Mth-1-Butanol	0.19493	0.21951	0.88800
3-Mth-1-Butanol	0.54420	0.65642	0.82905
Total kmol/h	3.8723	3.1626	

<b>Stage # 45</b>	398.39 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00002	0.00000	0.00000
Water	0.16398	0.00000	0.00000
Isobutanol	0.09684	0.00000	0.00000
2-Mth-1-Butanol	0.19356	0.00000	0.00000
3-Mth-1-Butanol	0.54561	0.00000	0.00000
Total kmol/h	3.8726	0.0000	

Un hecho que se desprende de los resultados anteriores es la corroboración de la validez de la suposición inicial de flujos de líquido y vapor constantes. Se puede apreciar la constancia de sus valores a lo largo de las cuarenta y cinco etapas, ya que su variación es mínima y se considera despreciable.

Por otra parte se puede observar, que en la primera etapa la temperatura corresponde a la obtenida en el apartado 3.1.2.2. en la corriente de destilado (377,94 K), aunque la que interesa es la del acumulador (368,92 K). Y la temperatura de la etapa 45 coincide con la que proporcionó el simulador para el producto de colas también en el mismo apartado (398,4 K).

### 3.1.3. Contraste de resultados

Para contrastar los resultados obtenidos teóricamente con los obtenidos mediante el simulador, se han representado gráficamente los diferentes valores a comparar, exceptuando el tiempo de operación el cual al depender directamente del flujo de vaporización establecido, coincide en ambos casos:

$$t_1 (h) = 20,28 \cong 20,3 = t_1^{cc} (h)$$

Para el resto de resultados, las diferencias obtenidas entre los valores calculados teóricamente y los que proporciona el ChemCad son comprensibles dentro de lo que cabe, dado el hecho de que en realidad el valor que se está tomando del ChemCad para contrastar con lo obtenido mediante cálculos aproximados no se corresponde realmente con el valor de destilado que se obtiene, sino que se refiere al acumulador de reflujo. Luego, evidentemente es natural que existan ciertas diferencias entre los valores obtenidos en los dos casos y que además estas diferencias se van a ver incrementadas por los errores implícitos en la utilización de los métodos aproximados y del propio simulador de procesos.

3.1.3.1.- Temperaturas

1ª FRACCIÓN: TEMPERATURAS

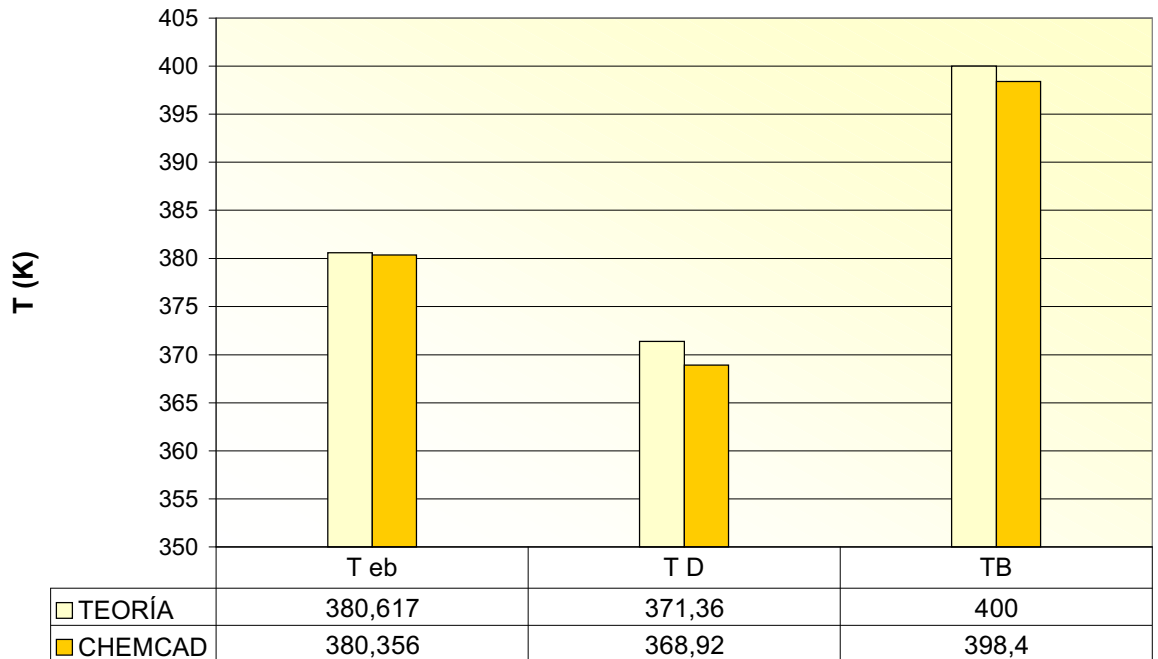


Fig. II.4

3.1.3.2.- Cabezas

1ª FRACCIÓN : COMPOSICIONES CABEZAS

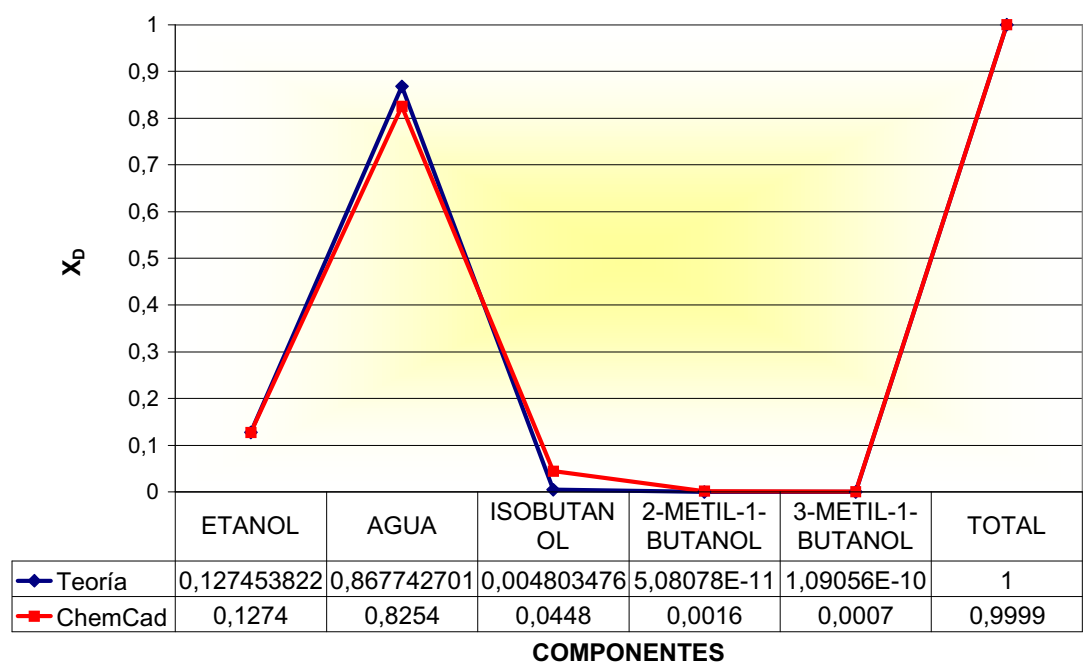
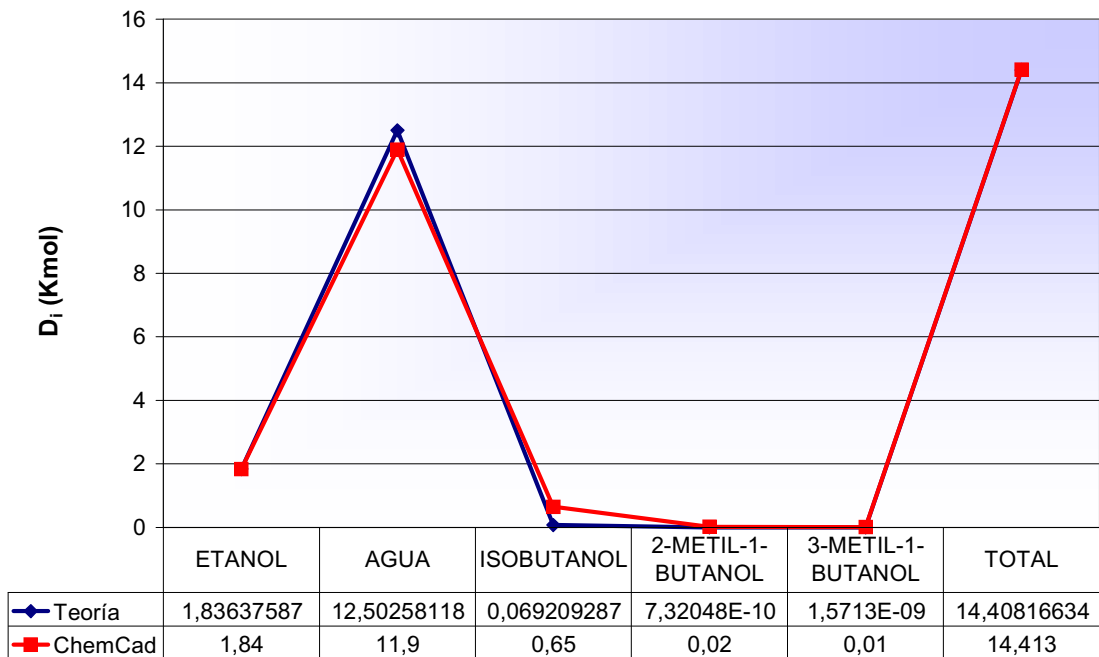


Fig. II.5

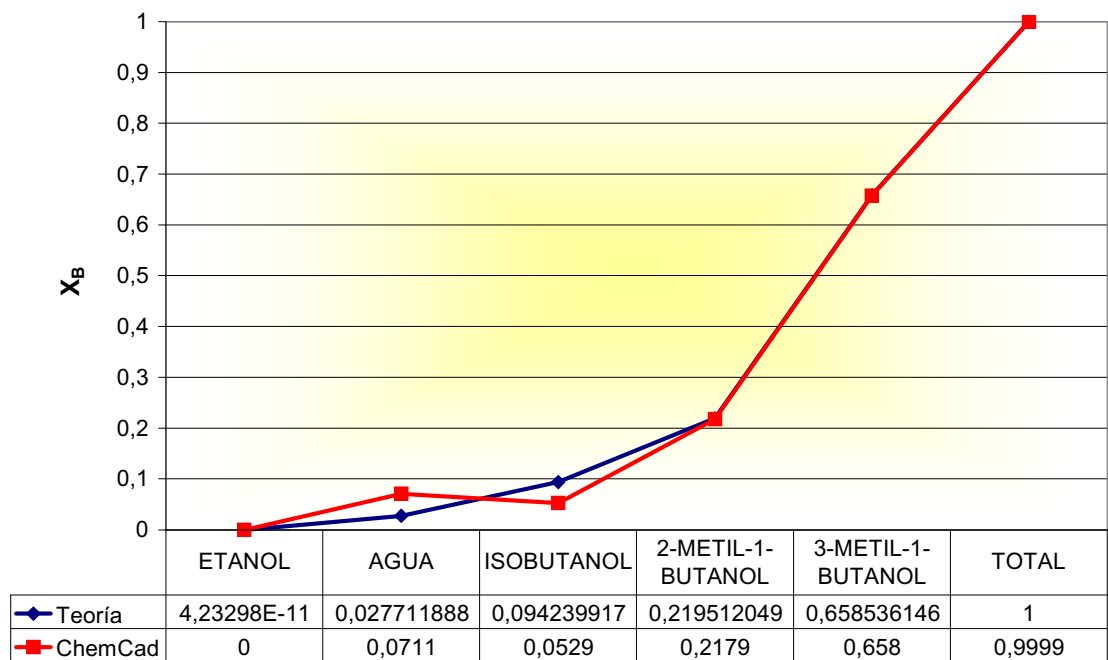
**1ª FRACCIÓN: MOLES CABEZAS**



**COMPONENTES**  
Fig. II.6

3.1.3.3.- Colas

**1ª FRACCIÓN: COMPOSICIONES COLAS**



**COMPONENTES**  
Fig. II. 7

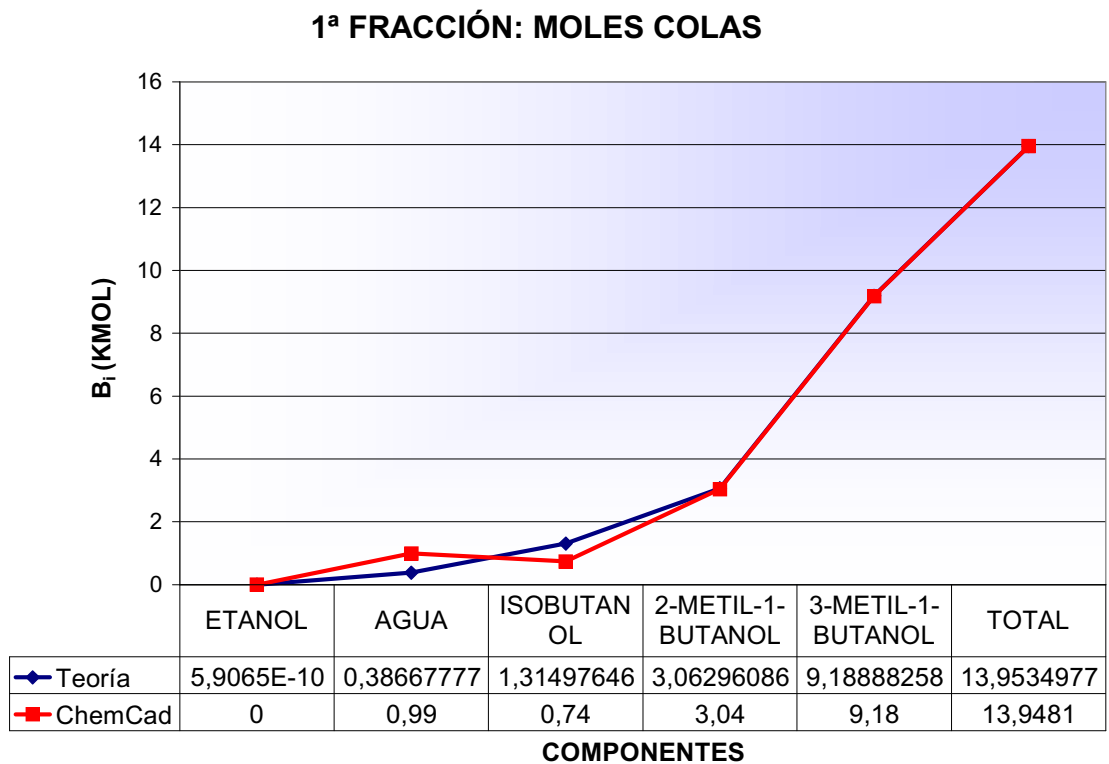


Fig. II.8

### 3.2. 2º Fraccionamiento

#### 3.2.1. Inputs

##### 3.2.1.1. – Parámetros de entrada

##### ✓ Datos de la mezcla inicial

Los datos iniciales que se introducen para simular la segunda destilación, son los resultados obtenidos del producto de colas tras el primer fraccionamiento:

<b>P (Pa) = 101325</b>	
<b>F (Kmol) = 13,95</b>	
<b>COMPONENTES</b>	<b>X<sub>i,F</sub></b>
1- <i>ETANOL</i>	0
2- <i>AGUA</i>	0,0277
3- <i>ISOBUTANOL</i>	0,0942
4- <i>2-METIL-1-BUTANOL</i>	0,2195
5- <i>3-METIL-1-BUTANOL</i>	0,6585

Tabla II.74

✓ Parámetros de operación

El número de etapas es el mismo que antes (N=45), y el condensador total también. Para el resto de parámetros, se toman los resultados obtenidos para el segundo fraccionamiento de la relación de reflujo y el flujo molar de destilación (tabla II.69)

<b>Número etapas teóricas</b>	45
<b>Condensador</b>	Total
<b>Relación de reflujo</b>	5,39
<b>Flujo molar destilación (Kmol/h)</b>	0,195

Tabla II.75

3.2.1.2. – *Valor stop*

Para decidir en qué momento se da por concluida la destilación, el programa exige un determinado criterio. En nuestro caso, se define el final a partir del número de moles de cabeza obtenidos en el segundo fraccionamiento (tabla II.69) . Por tanto:

**STOP : D = 2,35 Kmol**

### 3.2.2. Outputs

#### 3.2.2.1. – Tiempo de operación

La simulación del proceso da como resultado que el tiempo necesario para llevar a cabo la destilación deseada son 12,05 horas:

$$t^{cc}_{,2} = 12,05 \text{ horas}$$

#### 3.2.2.2. – Resultados cabezas y colas

Los resultados tal y como los proporciona el simulador son:

#### BATCH DISTILLATION 1 CALCULATION RESULTS

Operation Step 1:

$t_1 = 12,05 \text{ h}$

Stream Name	Pot Charge	Accumulator	Pot Residue	Distillate
Temp K	399.0613	387.2074	402.1036	394.1109
Pres Pa	101325.0000	101325.0000	101325.0000	101325.0000
Enth MJ	-4554.5	-744.47	-3807.2	-3.1544
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol	13.9535	2.3498	11.6037	0.0098
Total kg	1184.4516	170.3839	1014.0702	0.7905
Total std L m3	1.4404	0.2076	1.2328	0.0010
	Component mole fractions			
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0277	0.1406	0.0048	0.0543
Isobutanol	0.0942	0.4121	0.0298	0.2332
2-Mth-1-Butanol	0.2195	0.1742	0.2287	0.2398
3-Mth-1-Butanol	0.6586	0.2731	0.7366	0.4728

Al igual que antes se toma como producto de cabezas los valores que da el programa en el acumulador, ya que los resultados anteriores son los correspondientes al instante de tiempo 12,05 horas, es decir al final de la destilación.

En definitiva, los resultados obtenidos mediante simulación para los productos de cabezas y colas, se resumen en la siguiente tabla:



FRACCIONAMIENTO 2°		CABEZAS		COLAS	
COMPONENTES	$D_i^{cc}$ (Kmol)	$x_{i,D}^{cc}$	$B_i^{cc}$ (Kmol)	$x_{i,B}^{cc}$	
1- ETANOL	0	0	0	0	
2- AGUA	0,33	0,1406	0,06	0,0048	
3- ISOBUTANOL (LK)	0,97	0,4121	0,35	0,0298	
4- 2-METIL-1-BUTANOL (HK)	0,41	0,1742	2,65	0,2287	
5- 3-METIL-1-BUTANOL	0,64	0,2731	8,55	0,7366	
<b>TOTAL</b>	<b>2,35</b>	<b>1</b>	<b>11,603</b>	<b>0,9999</b>	

Tabla II.76

Y las temperaturas de cada uno de ellos y de ebullición:

TEMPERATURAS (K)		
$T_{eb}^{cc}$	$T_D^{cc}$	$T_B^{cc}$
399,061	387,207	402,103

A continuación, se muestran a modo de ejemplo las representaciones gráficas que se obtienen al final de la destilación, para el producto de colas, tanto para las composiciones molares de los componentes como para los moles de cada uno de ellos.

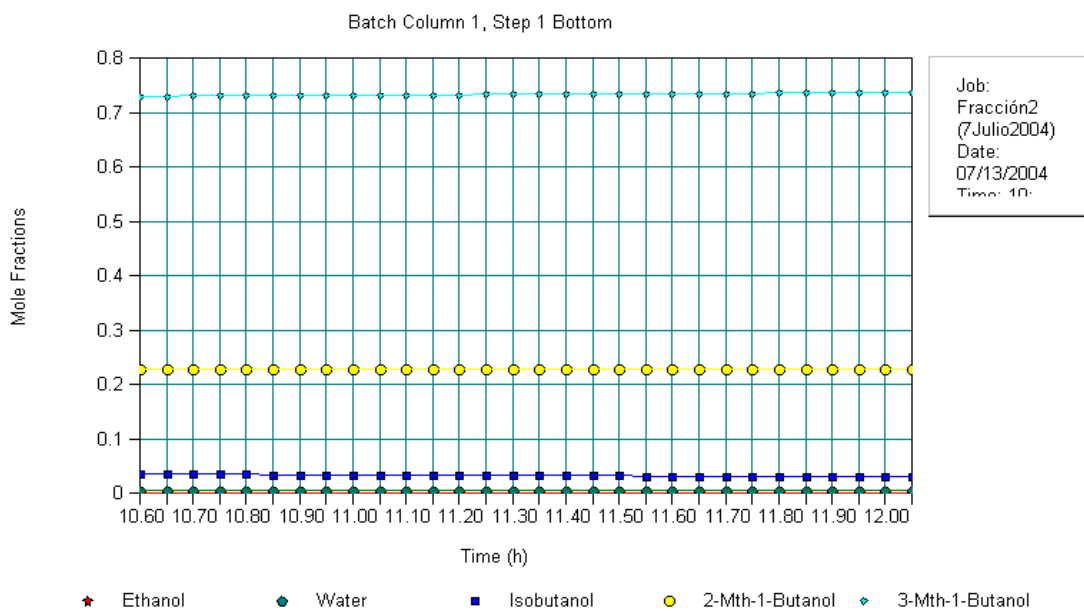


Fig. II.9

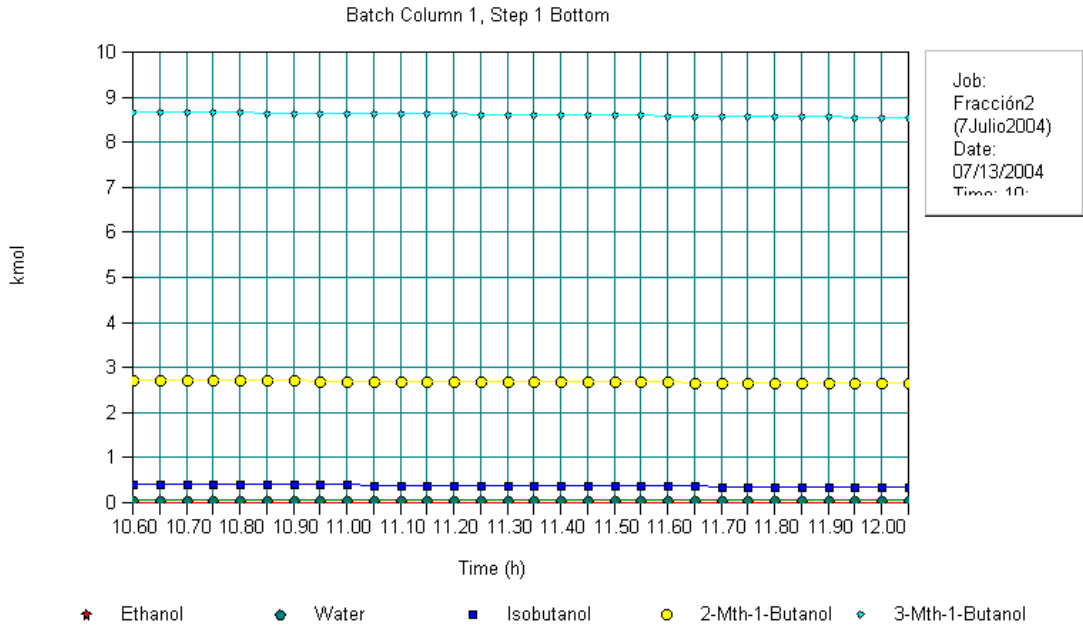


Fig. II.10

3.2.2.3. – Resultado etapas

Al igual que para el primer fraccionamiento, mediante el simulador, se puede conocer qué composición y qué temperatura existe en cada una de las 45 etapas teóricas al terminar la segunda destilación (es decir a  $t^{cc}_2 = 12,05$  horas, aunque referido al tiempo total sería:  $t = 32,35$  h ). Se obtienen tanto las composiciones de líquido y vapor como sus respectivos flujos molares:

Unit type : BATC      Unit name:      Eqp # 1

\* End of Operation Step 1 \*

Stage #	1	394.11 K	101325.00 Pa	
		V Mole frac	L Mole frac	Y/X
Ethanol		0.00000	0.00000	0.00000
Water		0.00000	0.05425	0.00000
Isobutanol		0.00000	0.23320	0.00000
2-Mth-1-Butanol		0.00000	0.23979	0.00000
3-Mth-1-Butanol		0.00000	0.47276	0.00000
Total kmol/h		0.0000	1.0511	

Stage #	2	398.14 K	101325.00 Pa	
		V Mole frac	L Mole frac	Y/X
Ethanol		0.00000	0.00000	4.89212
Water		0.05425	0.02372	2.28741
Isobutanol		0.23320	0.12847	1.81518
2-Mth-1-Butanol		0.23979	0.27241	0.88027
3-Mth-1-Butanol		0.47276	0.57540	0.82161
Total kmol/h		1.2461	1.0530	

<b>Stage #</b>	<b>3</b>	400.27 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.20145
Water		0.02849	0.01167	2.44126
Isobutanol		0.14484	0.07456	1.94254
2-Mth-1-Butanol		0.26731	0.28230	0.94691
3-Mth-1-Butanol		0.55936	0.63147	0.88581
Total kmol/h		1.2480	1.0558	
<b>Stage #</b>	<b>4</b>	401.26 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.35009
Water		0.01831	0.00728	2.51558
Isobutanol		0.09930	0.04955	2.00404
2-Mth-1-Butanol		0.27567	0.28152	0.97921
3-Mth-1-Butanol		0.60673	0.66165	0.91699
Total kmol/h		1.2508	1.0576	
<b>Stage #</b>	<b>5</b>	401.69 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.41674
Water		0.01459	0.00572	2.54902
Isobutanol		0.07814	0.03846	2.03171
2-Mth-1-Butanol		0.27503	0.27675	0.99377
3-Mth-1-Butanol		0.63224	0.67907	0.93105
Total kmol/h		1.2526	1.0587	
<b>Stage #</b>	<b>6</b>	401.89 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.44647
Water		0.01327	0.00518	2.56387
Isobutanol		0.06875	0.03364	2.04400
2-Mth-1-Butanol		0.27100	0.27094	1.00024
3-Mth-1-Butanol		0.64697	0.69025	0.93730
Total kmol/h		1.2537	1.0593	
<b>Stage #</b>	<b>7</b>	401.97 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.45981
Water		0.01281	0.00498	2.57065
Isobutanol		0.06466	0.03155	2.04961
2-Mth-1-Butanol		0.26609	0.26525	1.00319
3-Mth-1-Butanol		0.65644	0.69822	0.94016
Total kmol/h		1.2544	1.0598	
<b>Stage #</b>	<b>8</b>	402.02 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.46620
Water		0.01264	0.00491	2.57394
Isobutanol		0.06289	0.03064	2.05233
2-Mth-1-Butanol		0.26129	0.26009	1.00462
3-Mth-1-Butanol		0.66318	0.70436	0.94154
Total kmol/h		1.2548	1.0602	
<b>Stage #</b>	<b>9</b>	402.04 K	101325.00 Pa	
		<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol		0.00000	0.00000	5.46995
Water		0.01258	0.00488	2.57569
Isobutanol		0.06211	0.03024	2.05378
2-Mth-1-Butanol		0.25694	0.25556	1.00539

3-Mth-1-Butanol	0.66837	0.70932	0.94228
Total kmol/h	1.2552	1.0604	

<b>Stage # 10</b>	402.05 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	5.47174
Water	0.01255	0.00487	2.57676
Isobutanol	0.06177	0.03006	2.05466
2-Mth-1-Butanol	0.25311	0.25164	1.00585
3-Mth-1-Butanol	0.67257	0.71343	0.94273
Total kmol/h	1.2554	1.0607	

<b>Stage # 11</b>	402.06 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01254	0.00487	2.57748
Isobutanol	0.06161	0.02998	2.05525
2-Mth-1-Butanol	0.24980	0.24827	1.00617
3-Mth-1-Butanol	0.67605	0.71689	0.94303
Total kmol/h	1.2557	1.0609	

<b>Stage # 12</b>	402.07 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01253	0.00486	2.57802
Isobutanol	0.06153	0.02993	2.05570
2-Mth-1-Butanol	0.24695	0.24538	1.00640
3-Mth-1-Butanol	0.67898	0.71983	0.94326
Total kmol/h	1.2559	1.0610	

<b>Stage # 13</b>	402.07 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01253	0.00486	2.57844
Isobutanol	0.06149	0.02991	2.05605
2-Mth-1-Butanol	0.24451	0.24291	1.00659
3-Mth-1-Butanol	0.68147	0.72232	0.94344
Total kmol/h	1.2561	1.0612	

<b>Stage # 14</b>	402.08 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01253	0.00486	2.57879
Isobutanol	0.06147	0.02989	2.05634
2-Mth-1-Butanol	0.24243	0.24080	1.00674
3-Mth-1-Butanol	0.68358	0.72445	0.94359
Total kmol/h	1.2562	1.0613	

<b>Stage # 15</b>	402.08 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01253	0.00486	2.57908
Isobutanol	0.06145	0.02988	2.05658
2-Mth-1-Butanol	0.24065	0.23901	1.00687
3-Mth-1-Butanol	0.68538	0.72626	0.94371
Total kmol/h	1.2563	1.0614	

<b>Stage # 16</b>	402.09 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00486	2.57933

Isobutanol	0.06144	0.02987	2.05679
2-Mth-1-Butanol	0.23913	0.23747	1.00698
3-Mth-1-Butanol	0.68691	0.72780	0.94381
Total kmol/h	1.2564	1.0615	

<b>Stage # 17</b>	402.09 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.57954
Isobutanol	0.06143	0.02986	2.05697
2-Mth-1-Butanol	0.23783	0.23616	1.00707
3-Mth-1-Butanol	0.68822	0.72912	0.94390
Total kmol/h	1.2565	1.0616	

<b>Stage # 18</b>	402.09 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.57972
Isobutanol	0.06142	0.02986	2.05711
2-Mth-1-Butanol	0.23672	0.23505	1.00715
3-Mth-1-Butanol	0.68933	0.73024	0.94398
Total kmol/h	1.2566	1.0616	

<b>Stage # 19</b>	402.09 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.57987
Isobutanol	0.06141	0.02985	2.05724
2-Mth-1-Butanol	0.23578	0.23409	1.00721
3-Mth-1-Butanol	0.69028	0.73120	0.94404
Total kmol/h	1.2566	1.0617	

<b>Stage # 20</b>	402.09 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58000
Isobutanol	0.06141	0.02985	2.05735
2-Mth-1-Butanol	0.23498	0.23328	1.00727
3-Mth-1-Butanol	0.69110	0.73202	0.94410
Total kmol/h	1.2567	1.0617	

<b>Stage # 21</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58011
Isobutanol	0.06140	0.02984	2.05744
2-Mth-1-Butanol	0.23429	0.23259	1.00732
3-Mth-1-Butanol	0.69179	0.73271	0.94414
Total kmol/h	1.2567	1.0618	

<b>Stage # 22</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58021
Isobutanol	0.06140	0.02984	2.05752
2-Mth-1-Butanol	0.23371	0.23200	1.00736
3-Mth-1-Butanol	0.69238	0.73331	0.94418
Total kmol/h	1.2568	1.0618	

<b>Stage # 23</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>

Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58029
Isobutanol	0.06140	0.02984	2.05758
2-Mth-1-Butanol	0.23321	0.23150	1.00739
3-Mth-1-Butanol	0.69288	0.73381	0.94422
Total kmol/h	1.2568	1.0618	

<b>Stage # 24</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58036
Isobutanol	0.06139	0.02984	2.05764
2-Mth-1-Butanol	0.23279	0.23107	1.00742
3-Mth-1-Butanol	0.69331	0.73424	0.94425
Total kmol/h	1.2568	1.0618	

<b>Stage # 25</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58042
Isobutanol	0.06139	0.02983	2.05769
2-Mth-1-Butanol	0.23242	0.23071	1.00745
3-Mth-1-Butanol	0.69367	0.73461	0.94427
Total kmol/h	1.2569	1.0619	

<b>Stage # 26</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01252	0.00485	2.58047
Isobutanol	0.06139	0.02983	2.05773
2-Mth-1-Butanol	0.23211	0.23039	1.00747
3-Mth-1-Butanol	0.69398	0.73492	0.94429
Total kmol/h	1.2569	1.0619	

<b>Stage # 27</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58051
Isobutanol	0.06139	0.02983	2.05776
2-Mth-1-Butanol	0.23185	0.23013	1.00749
3-Mth-1-Butanol	0.69425	0.73519	0.94431
Total kmol/h	1.2569	1.0619	

<b>Stage # 28</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58054
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05779
2-Mth-1-Butanol	0.23163	0.22990	1.00750
3-Mth-1-Butanol	0.69447	0.73542	0.94432
Total kmol/h	1.2569	1.0619	

<b>Stage # 29</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58058
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05782
2-Mth-1-Butanol	0.23144	0.22971	1.00752
3-Mth-1-Butanol	0.69467	0.73561	0.94434
Total kmol/h	1.2569	1.0619	

Stage #	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58060	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05784	
2-Mth-1-Butanol	0.23127	0.22955	1.00753	
3-Mth-1-Butanol	0.69483	0.73578	0.94435	
Total kmol/h	1.2569	1.0619		
<b>Stage # 31</b>	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58062	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05786	
2-Mth-1-Butanol	0.23114	0.22941	1.00754	
3-Mth-1-Butanol	0.69497	0.73592	0.94436	
Total kmol/h	1.2570	1.0620		
<b>Stage # 32</b>	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58064	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05787	
2-Mth-1-Butanol	0.23102	0.22929	1.00755	
3-Mth-1-Butanol	0.69509	0.73604	0.94437	
Total kmol/h	1.2570	1.0620		
<b>Stage # 33</b>	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58066	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05789	
2-Mth-1-Butanol	0.23092	0.22919	1.00755	
3-Mth-1-Butanol	0.69519	0.73614	0.94437	
Total kmol/h	1.2570	1.0620		
<b>Stage # 34</b>	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58067	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05790	
2-Mth-1-Butanol	0.23083	0.22910	1.00756	
3-Mth-1-Butanol	0.69528	0.73623	0.94438	
Total kmol/h	1.2570	1.0620		
<b>Stage # 35</b>	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58069	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05791	
2-Mth-1-Butanol	0.23076	0.22903	1.00757	
3-Mth-1-Butanol	0.69535	0.73630	0.94438	
Total kmol/h	1.2570	1.0620		
<b>Stage # 36</b>	402.10 K	101325.00 Pa		
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>	
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000	
Water	0.01251	0.00485	2.58070	
Isobutanol	0.06138	0.02983	2.05792	
2-Mth-1-Butanol	0.23070	0.22896	1.00757	
3-Mth-1-Butanol	0.69541	0.73636	0.94439	

Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 37</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58070
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05793
2-Mth-1-Butanol	0.23064	0.22891	1.00757
3-Mth-1-Butanol	0.69547	0.73642	0.94439
Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 38</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58071
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05793
2-Mth-1-Butanol	0.23060	0.22886	1.00758
3-Mth-1-Butanol	0.69551	0.73646	0.94440
Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 39</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58072
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05794
2-Mth-1-Butanol	0.23056	0.22882	1.00758
3-Mth-1-Butanol	0.69555	0.73650	0.94440
Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 40</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58072
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05794
2-Mth-1-Butanol	0.23053	0.22879	1.00758
3-Mth-1-Butanol	0.69558	0.73654	0.94440
Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 41</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58073
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05794
2-Mth-1-Butanol	0.23050	0.22876	1.00758
3-Mth-1-Butanol	0.69561	0.73656	0.94440
Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 42</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58073
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05795
2-Mth-1-Butanol	0.23047	0.22874	1.00758
3-Mth-1-Butanol	0.69564	0.73659	0.94440
Total kmol/h	1.2570	1.0620	
<b>Stage # 43</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58073
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05795



2-Mth-1-Butanol	0.23045	0.22872	1.00759
3-Mth-1-Butanol	0.69566	0.73661	0.94440
Total kmol/h	1.2570	1.0620	

<b>Stage # 44</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00485	2.58074
Isobutanol	0.06138	0.02982	2.05795
2-Mth-1-Butanol	0.23044	0.22870	1.00759
3-Mth-1-Butanol	0.69567	0.73663	0.94441
Total kmol/h	1.2570	1.0620	

<b>Stage # 45</b>	402.10 K	101325.00 Pa	
	<b>V Mole frac</b>	<b>L Mole frac</b>	<b>Y/X</b>
Ethanol	0.00000	0.00000	0.00000
Water	0.01251	0.00000	0.00000
Isobutanol	0.06138	0.00000	0.00000
2-Mth-1-Butanol	0.23042	0.00000	0.00000
3-Mth-1-Butanol	0.69569	0.00000	0.00000
Total kmol/h	1.2570	0.0000	

Al igual que antes, se confirma de nuevo la validez de la suposición inicial de flujos de líquido y vapor constantes.

Por otra parte se puede observar, que en la primera etapa la temperatura corresponde a la obtenida en el apartado 3.1.2.2. en la corriente de destilado (394,11 K), aunque la que interesa es la del acumulador (387,207 K). Y la temperatura de la etapa 45 coincide con la que proporcionó el simulador para el producto de colas también en el mismo apartado (402,10 K).

### 3.2.3. Contraste de resultados

Para contrastar los resultados obtenidos teóricamente con los obtenidos mediante el simulador, se han representado gráficamente los diferentes valores a comparar, exceptuando el tiempo de operación el cual al depender directamente del flujo de vaporización establecido, coincide en ambos casos:

$$t_2 \text{ (h)} = 12,065 \cong 12,05 = t_2^{\text{cc}} \text{ (h)}$$

Para el resto de resultados, las diferencias obtenidas entre los valores calculados teóricamente y los que proporciona el ChemCad son comprensibles dentro de lo que cabe, dado el hecho de que en realidad el valor que se está tomando del ChemCad para contrastar con lo obtenido mediante cálculos

aproximados no se corresponde realmente con el valor de destilado que se obtiene, sino que se refiere al acumulador de reflujo. Luego, evidentemente es natural que existan ciertas diferencias entre los valores obtenidos en los dos casos y que además estas diferencias se van a ver incrementadas por los errores implícitos en la utilización de los métodos aproximados y del propio simulador de procesos.

### 3.2.3.1.- Temperaturas

#### 2ª FRACCIÓN: TEMPERATURAS

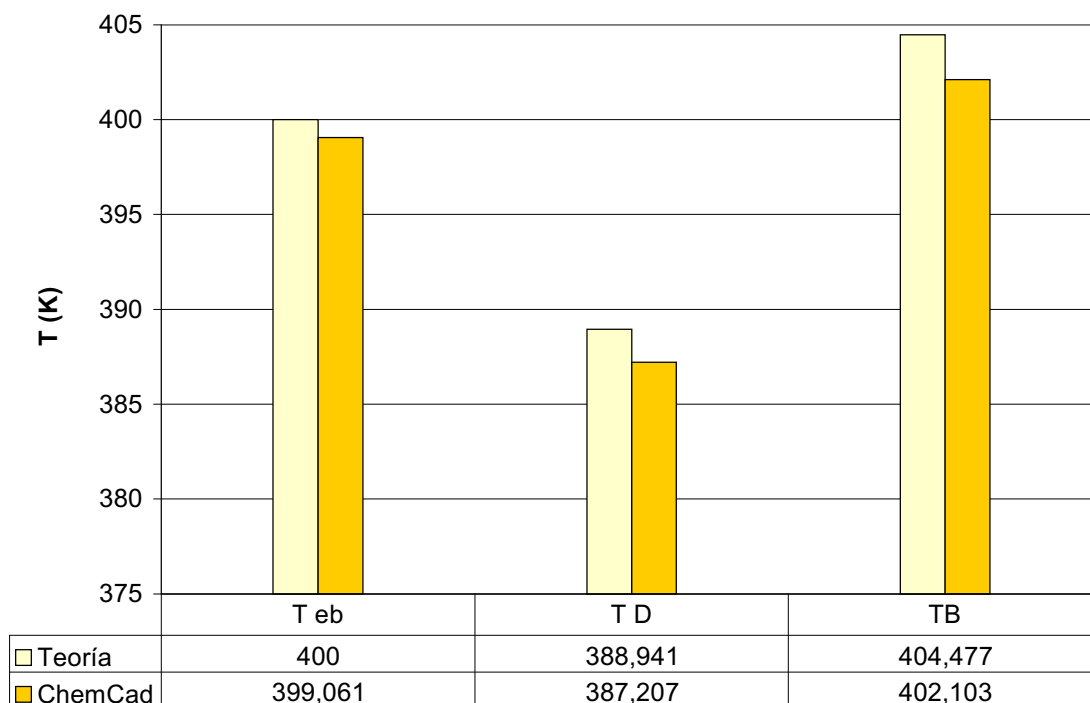


Fig. II.11

3.2.3.2.- Cabezas

2ª FRACCIÓN: COMPOSICIONES CABEZAS

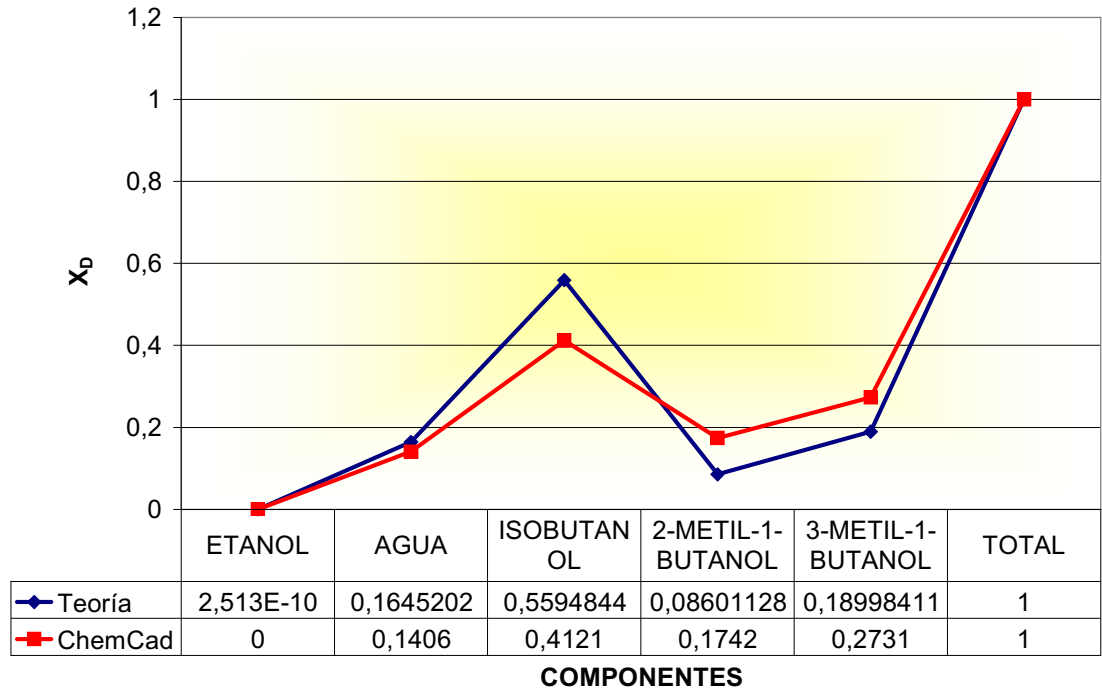


Fig. II.12

2ª FRACCIÓN: MOLES CABEZAS

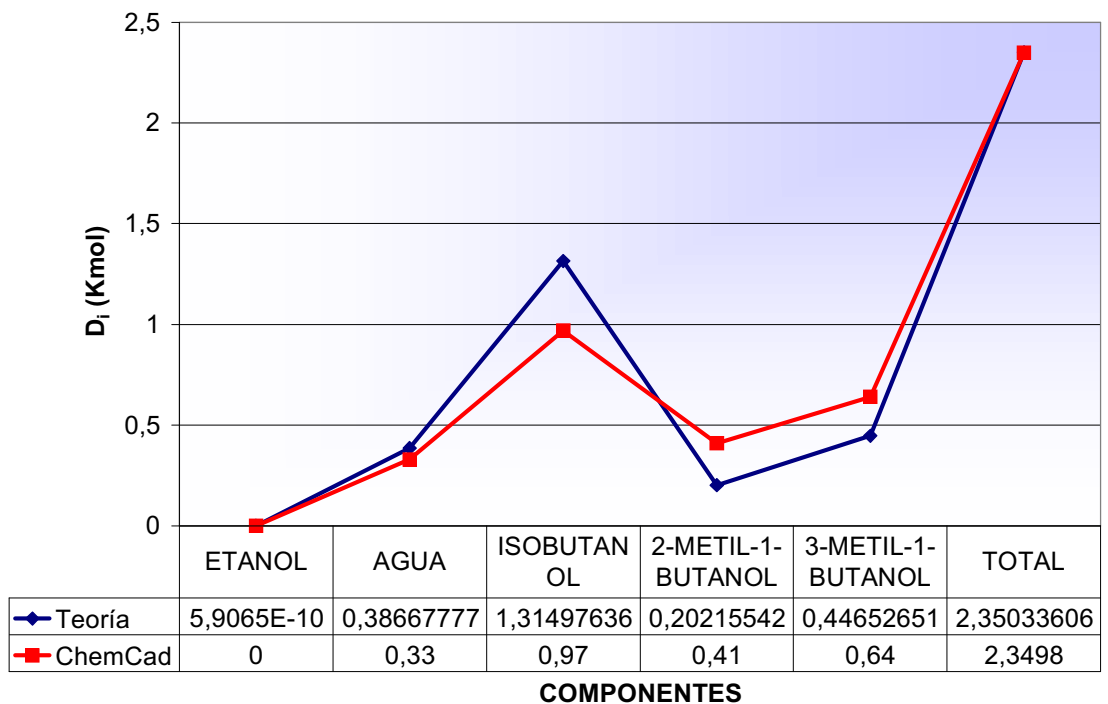


Fig. II.13

3.2.3.3.- Colas

2ª FRACCIÓN: COMPOSICIONES COLAS

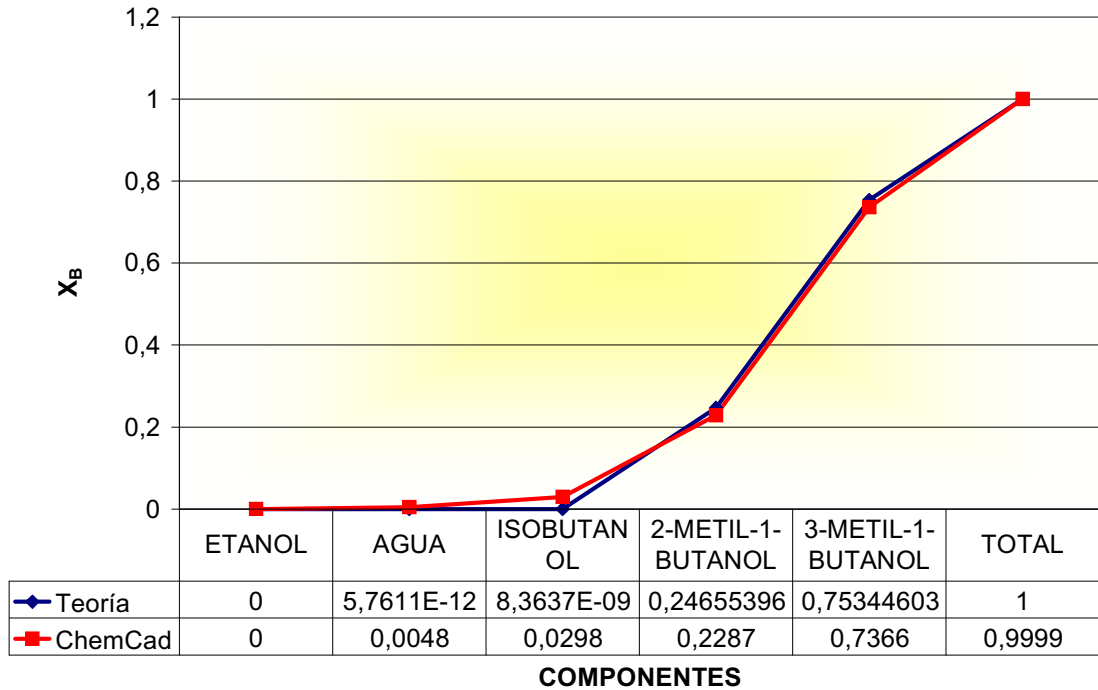


Fig. II.14

2ª FRACCIÓN: MOLES COLAS

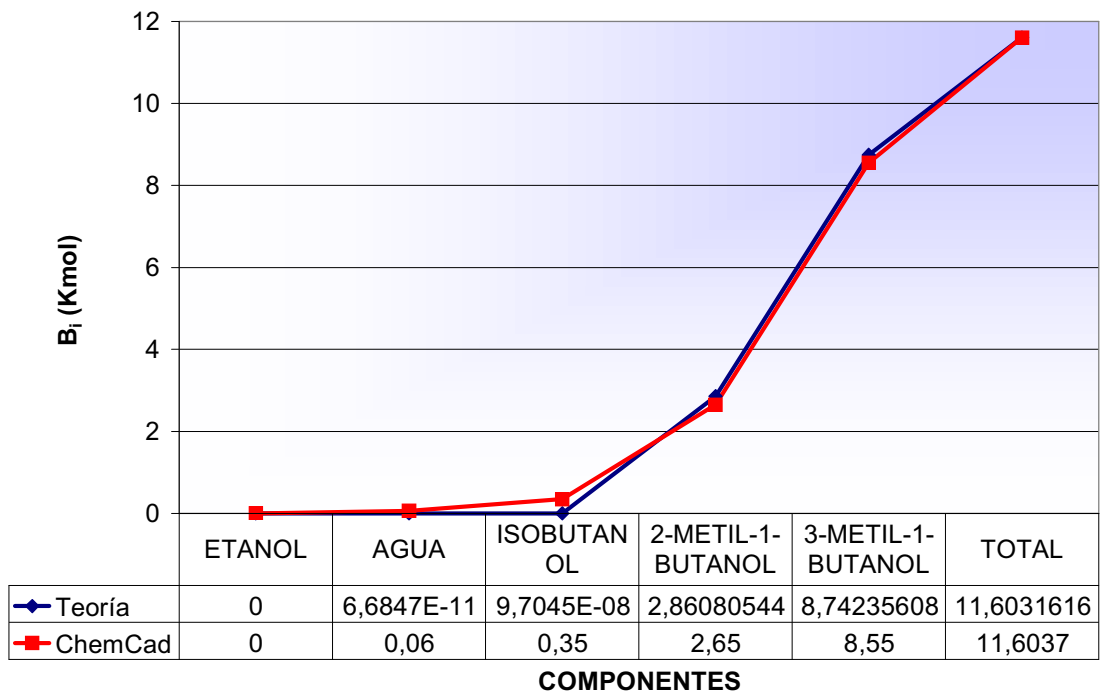


Fig. II.15

#### 4- DIMENSIONAMIENTO

En este apartado se estima mediante la selección del tipo de relleno más apropiado cuáles van a ser las dimensiones de la columna de rectificación: *diámetro interno y altura de la misma.*

Para un determinado relleno, se calcula un factor F' el cual es función de la velocidad superficial del gas ( $U_t$ ) y de la densidad media del mismo ( $\overline{\rho_G}$ ):

$$F' = U_t \cdot (\overline{\rho_G})^{0,5} \quad (31)$$

Donde:

$$F': 1,5-2 \text{ m/s } (\text{Kg/m}^3)^{0,5}$$

Este factor F' se relaciona con la sección de la columna a través de la velocidad superficial media del gas, y su rango más económico de valores está comprendido entre 1,5 y 2 m/s ( $(\text{Kg/m}^3)^{0,5}$  ó  $\sqrt{\text{Pa}}$ ):

$$U_t = \frac{\overline{Q_V}}{\text{Sección}} \quad (32)$$

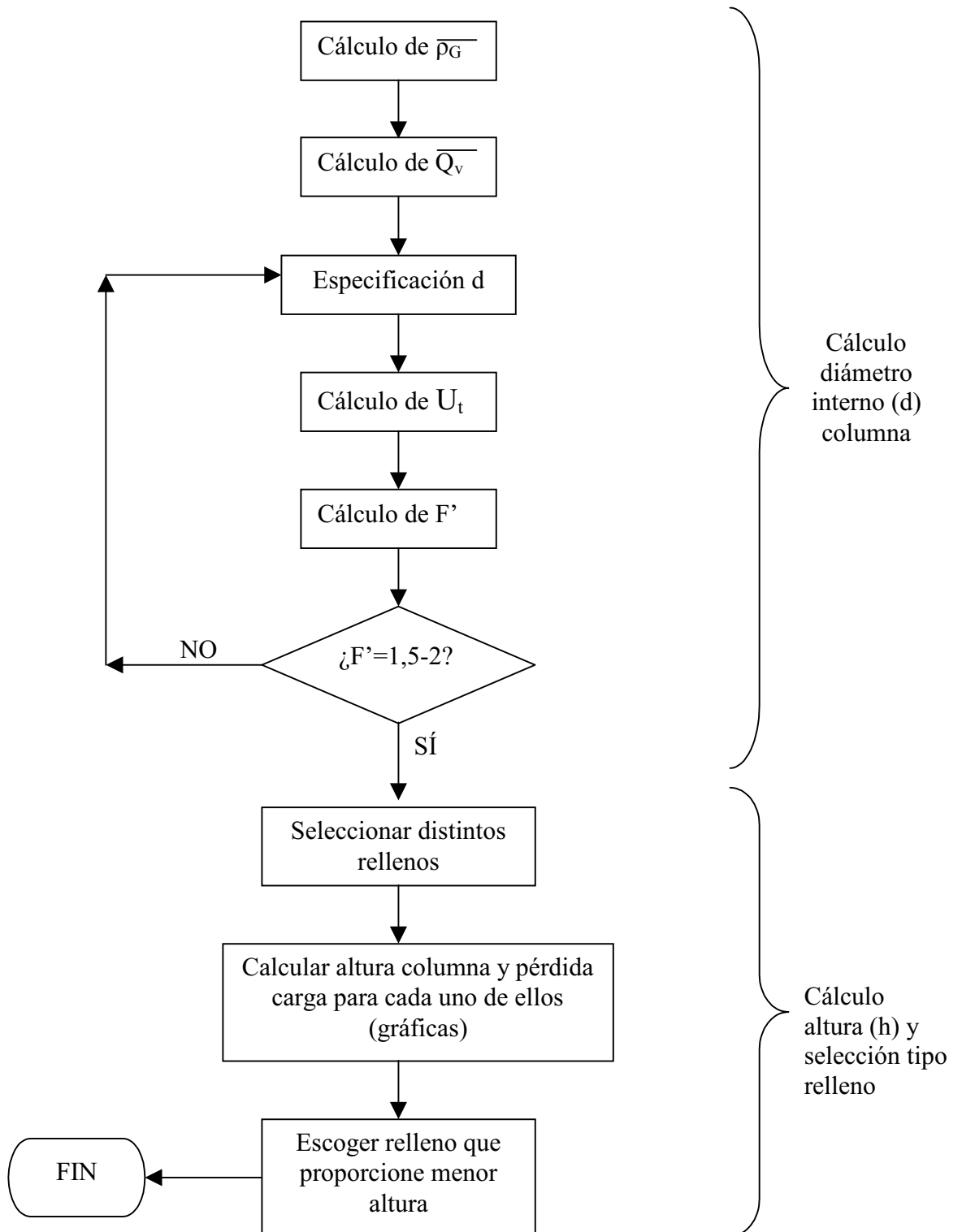
Donde:

$$\overline{Q_V} : \text{Caudal volumétrico medio del gas } (\text{m}^3/\text{h})$$

En función de esto, se seleccionará el menor *diámetro* que cumpla esos requisitos. Y por último la *altura* de la columna y la *pérdida de carga* se calcularán seleccionando aquel tipo de relleno que proporcione una menor altura de columna y una pérdida de carga admisible.

#### 4.1. Procedimiento

En resumen, el procedimiento de cálculo que se va a seguir es el siguiente:



#### 4.1.1.- Densidad media del gas ( $\bar{\rho}_G$ )

La densidad media del gas se calcula a partir de la densidad del gas en la zona superior y en la zona inferior para cada uno de los fraccionamientos.

Se considera que se comporta como una mezcla de gases ideales, luego se puede aplicar la siguiente expresión para el cálculo de las densidades individuales de cada uno de los componentes que conforman la mezcla gaseosa:

$$\rho_i = \frac{P \cdot P_{mi}}{R \cdot T} \quad (33)$$

siendo la densidad media del gas, igual al sumatorio de cada una de las densidades individuales multiplicada por sus respectivas fracciones molares  $y_i$ .

$$\bar{\rho} = \sum_{i=1}^N y_i \cdot \rho_i \quad (34)$$

Para el 1<sup>er</sup> Fraccionamiento:

CABEZAS		T (K)	P (atm)	R (atm L / K mol)
		371,36	1	0,082
Componentes puros	$P_{mi}$ (Kg/Kmol)	$y_i$	$\rho_{Gi}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{Gi} \cdot y_i$
1. ETANOL	46,069	0,1274	1,512	0,1928
2. AGUA	18,015	0,8677	0,591	0,5133
3. ISOBUTANOL	74,123	0,0048	2,434	0,0117
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	5,08E-11	2,895	1,47E-10
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	1,09E-10	2,895	3,152E-10
TOTAL		1	<b><math>\rho_{GD} = 0,717 \text{ Kg/m}^3</math></b>	

Tabla II.77

Los valores de  $y_i$  son los del vapor que sale por cabezas a la temperatura de 371,36 K. Puesto que el condensador es total, este vapor tendrá la misma composición que el destilado:  $y_i = x_{Di}$ . Dichos valores se pueden observar en la tabla II.39.

COLAS		T (K)	P (atm)	R (atm L / K mol)
		400	1	0,082
Componentes puros	P <sub>mi</sub> (Kg/Kmol)	y <sub>i</sub>	ρ <sub>Gi</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	ρ <sub>Gi</sub> · y <sub>i</sub>
1. ETANOL	46,069	2,204E-10	1,404	3,09E-10
2. AGUA	18,015	0,067	0,549	0,036
3. ISOBUTANOL	74,123	0,178	2,259	0,403
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,190	2,687	0,512
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,564	2,687	1,515
TOTAL		<b>0,9999</b>	<b>ρ<sub>G B</sub> = 2,467 Kg/m<sup>3</sup></b>	

Tabla II.78

Siendo y<sub>i</sub> los valores de composición del vapor que está en equilibrio con el producto de colas:

$$y_i = K_i \cdot x_{Bi} \quad (35)$$

Estos valores son obtenidos a partir de los coeficientes de reparto y de las composiciones de colas a la temperatura calculada de 400 K, tal y como se observa en la última columna de la tabla II.21 en la que se calculó la temperatura del producto de colas.

Densidad media del gas para el primer fraccionamiento:

ρ <sub>G D</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	ρ <sub>G B</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	ρ <sub>G</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )
0,717	2,467	<b>1,592</b>

Tabla II.79

Para el 2º Fraccionamiento:

CABEZAS		T (K)	P (atm)	R (atm L / K mol)
		388,941	1	0,082
Componentes puros	P <sub>mi</sub> (Kg/Kmol)	y <sub>i</sub>	ρ <sub>Gi</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	ρ <sub>Gi</sub> · y <sub>i</sub>
1. ETANOL	46,069	2,5E-10	1,444	3,63E-10
2. AGUA	18,015	0,1645	0,565	0,093
3. ISOBUTANOL	74,123	0,5595	2,324	1,300
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,0860	2,764	0,237
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,1899	2,764	0,525
TOTAL		<b>1</b>	<b>ρ<sub>G D</sub> = 2,156 Kg/m<sup>3</sup></b>	

Tabla II.80



De la misma manera que antes, los valores de  $y_i$  de cabezas para la segunda fracción coinciden con los valores del destilado de la misma:  $x_{iD}$  (Tabla II.69).

Los valores de  $y_i$  de la zona de colas se calculan a partir de los coeficientes de reparto para la temperatura de 404,477 y los valores de composición del líquido que queda como producto de colas mediante la expresión (35), como se observa en la tabla II.60.

COLAS		T (K)	P (atm)	R (atm L / K mol)
		404,477	1	0,082
Componentes puros	$Pm_i$ (Kg/Kmol)	$y_i$	$\rho_{Gi}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{Gi} \cdot y_i$
1. ETANOL	46,069	0	1,388	0
2. AGUA	18,015	1,59E-11	0,543	8,67E-12
3. ISOBUTANOL	74,123	1,82E-08	2,235	4,072E-08
4. 2-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,2486	2,657	0,660
5. 3-METIL-1-BUTANOL	88,15	0,7514	2,657	1,997
TOTAL		<b>0,9999</b>	<b><math>\rho_{GB} = 2,657 \text{ Kg/m}^3</math></b>	

Tabla II.81

*Densidad media del gas para el segundo fraccionamiento:*

$\rho_{GD}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{GB}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\bar{\rho}_G$ (Kg/m <sup>3</sup> )
2,156	2,657	<b>2,407</b>

Tabla II.82

La densidad media del gas que se tiene durante toda la operación, será el valor medio entre el calculado para los casos del primer y segundo fraccionamiento, luego:

Fraccionamiento 1°	Fraccionamiento 2°	Fraccionamientos 1° y 2°
$\rho_G$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_G$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\bar{\rho}_G$ (Kg/m <sup>3</sup> )
1,592	2,407	<b>1,999</b>

Tabla II.83

4.1.2.- Caudal volumétrico medio del gas ( $Q_v$ )

El caudal volumétrico medio del gas se calcula para cada uno de los fraccionamientos a partir de sus respectivos caudales molares, los cuales se obtienen a partir de los flujos de vaporización  $V$  (Kmol/h), calculadas en los apartados 1.1.3. y 1.2.3., teniendo en cuenta:

$$V = \sum_{i=1}^N y_i \cdot V_i \quad (36)$$

<b>Fraccionamiento 1°</b>						
<b><math>V = 3,948 \text{ Kmol/h}</math></b>						
<b>Componentes puros</b>	<b><math>y_i</math></b>	<b><math>V_i</math> (Kmol/h)</b>	<b><math>P_{mi}</math> (Kg/Kmol)</b>	<b><math>V_i</math> (Kg/h)</b>	<b><math>\rho_{Gi}</math> (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b><math>Q_{vi}=V_i</math> (m<sup>3</sup>/h)</b>
1. ETANOL	0,1274	0,503	46,069	23,181	1,512	15,323
2. AGUA	0,8677	3,426	18,015	61,716	0,591	104,322
3. ISOBUTANOL	0,0048	0,019	74,123	1,405	2,434	0,577
4. 2-METIL-1-BUTANOL	5,08E-11	2,0E-10	88,15	1,76E-08	2,895	6,1E-09
5. 3-METIL-1-BUTANOL	1,09E-10	4,3E-10	88,15	3,79E-08	2,895	1,31E-08
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>3,948</b>		<b>86,303</b>		<b><math>Q_v = 120,22</math> m<sup>3</sup>/h</b>

Tabla II.84

<b>Fraccionamiento 2°</b>						
<b><math>V = 1,245 \text{ Kmol/h}</math></b>						
<b>Componentes puros</b>	<b><math>y_i</math></b>	<b><math>V_i</math> (Kmol/h)</b>	<b><math>P_{mi}</math> (Kg/Kmol)</b>	<b><math>V_i</math> (Kg/h)</b>	<b><math>\rho_{Gi}</math> (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b><math>Q_{vi}=V_i</math> (m<sup>3</sup>/h)</b>
1. ETANOL	2,5E-10	3,13E-10	46,069	1,441E-08	1,444	9,97E-09
2. AGUA	0,1645	0,205	18,015	3,689	0,565	6,532
3. ISOBUTANOL	0,5595	0,696	74,123	51,631	2,324	22,215
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,0860	0,236	88,15	20,850	2,764	3,415
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,1899	0,107	88,15	9,439	2,764	7,543
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>1,245</b>		<b>85,610</b>		<b><math>Q_v = 30,707</math> m<sup>3</sup>/h</b>

Tabla II.85

El caudal volumétrico medio del gas durante toda la operación será un valor intermedio entre el calculado para los casos del primer y segundo fraccionamiento:

Fraccionamiento 1°	Fraccionamiento 2°	Fraccionamientos 1° y 2°
$Q_V$ (m <sup>3</sup> /h)	$Q_V$ (m <sup>3</sup> /h)	$Q_V$ (m <sup>3</sup> /h)
120,22	30,707	79,967

Tabla II.86

#### 4.1.3.-Velocidad superficial del gas ( $U_t$ ), Diámetro columna y factor $F'$

Para poder calcular la velocidad superficial del gas ( $U_t$ ), se debe establecer un determinado diámetro y calcular la sección cilíndrica que tendría la columna. Con el valor de  $U_t$  y el valor de la densidad media del gas ( $\overline{\rho_G}$ ) calculado en el punto 4.1.1., se obtiene  $F'$  para ese diámetro especificado, debiendo estar su valor comprendido entre 1,5 y 2 m/s (Kg/m<sup>3</sup>)<sup>0,5</sup>:

$$U_t = \frac{\overline{Q_V}}{\text{Sección}} \quad (32)$$

$$F' = U_t \cdot (\overline{\rho_G})^{0,5} \quad (31)$$

$$F': 1,5-2 \text{ m/s (Kg/m}^3\text{)}^{0,5}$$

Se calcula  $F'$  para distintos diámetros, eligiéndose el menor de ellos que cumpla el intervalo de valores de  $F'$ .

Al tener dos destilaciones, el cálculo se puede llevar a cabo de dos formas:

- Calcular de manera independiente el diámetro que se obtendría para cada uno de los fraccionamientos a partir de sus respectivos valores medios de  $Q_V$  y  $\rho_G$  y luego tomar un valor medio.
- Calcular el diámetro utilizando directamente los valores medios de  $Q_V$  y  $\rho_G$  entre los dos fraccionamientos.

No se descartará ninguno de los dos caminos, de manera que se hará el cálculo de las dos formas y se contrastarán los resultados obtenidos en uno y en otro caso.

**Caso (a)**

<b>Fraccionamiento 1°</b>				
<b>d (m)</b>	<b>Sección (m<sup>2</sup>)</b>	<b>U<sub>t</sub> (m/s)</b>	<b>ρ<sub>G</sub> (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>F'</b>
0,14	0,01539	2,169	1,592	2,737
0,15	0,01767	1,889	1,592	2,385
0,16	0,02010	1,661	1,592	2,096
0,17	0,02269	1,471	1,592	1,856
0,18	0,02544	1,312	1,592	1,656

Tabla II.87

De los dos valores de F' que están comprendidos entre 1,5 y 2 se toma el diámetro más pequeño. En este caso por tanto, se estima que el diámetro necesario de columna sería de 17 cm.

$$d_1 = 0,17 \text{ m}$$

<b>Fraccionamiento 2°</b>				
<b>d (m)</b>	<b>Sección (m<sup>2</sup>)</b>	<b>U<sub>t</sub> (m/s)</b>	<b>ρ<sub>G</sub> (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>F'</b>
0,08	0,0050	2,194	2,407	3,404
0,09	0,0063	1,734	2,407	2,689
0,1	0,0078	1,404	2,407	2,178
0,11	0,0095	1,160	2,407	1,800
0,12	0,0113	0,975	2,407	1,513

Tabla II.88

Y para este caso el diámetro necesario sería de 11 cm:

$$d_2 = 0,11 \text{ m}$$

Haciendo la media entre las dos fracciones se obtiene:

	Fraccionamiento 1°	Fraccionamiento 2°	Fraccionamientos 1° y 2°
d (m)	0,17	0,11	<b>0,14</b>
$U_t$ (m/s)	1,471	1,160	<b>1,316</b>
F'	1,856	1,800	<b>1,828</b>

Tabla II.89

### Caso (b)

En este caso, se toman los valores medios de  $\rho_G$  y  $Q_V$  calculados en los apartados 4.1.1. y 4.1.2. respectivamente, y a partir de estos se establecen distintos diámetros con los que se obtienen diferentes valores del factor F' como se muestra en la siguiente tabla:

d (m)	Sección (m <sup>2</sup> )	$U_t$ (m/s)	$\rho_G$ (Kg/m <sup>3</sup> )	F'
0,12	0,0113	1,964	1,999	2,777
0,13	0,0133	1,673	1,999	2,366
0,14	0,0154	1,443	1,999	2,040
0,15	0,0177	1,257	1,999	1,777
0,16	0,0201	1,105	1,999	1,562

Tabla II.90

El menor diámetro que se ajusta al intervalo de valores de F' establecido, es en esta ocasión igual a 15 cm.

$$d = 0,15 \text{ m}$$

Si se compara el resultado con el obtenido en el caso (a), se observa que la diferencia es tan solo de 1 cm, por tanto se toma el mayor valor de ambos, es decir d=15 cm. Luego los valores finales serían:

d (m)	Sección (m <sup>2</sup> )	$U_t$ (m/s)	$\rho_G$ (Kg/m <sup>3</sup> )	F'
<b>0,15</b>	0,0177	1,257	1,999	<b>1,777</b>

Tabla II.91

#### 4.1.4.- Altura columna y pérdida de carga

Para hacer este cálculo se emplean unas gráficas dadas por el fabricante para dos tipos de rellenos: *Sulzer metal gauze tipo BX* y *Sulzer metal gauze tipo CY*, para ambos se estudiará la relación altura columna-pérdida de carga y se seleccionará aquel que resulte más adecuado.



Fig.II.16. Sulzer tipo BX



Fig.II.17. Sulzer tipo CY

Estos dos tipos de relleno han sido seleccionados por una serie de características que se consideran adecuadas para este tipo de destilaciones:

- Disponibles para diámetros desde 40 mm hasta 6 m (BX) y 1,8 m (CY)
- Aptos para columnas continuas / batch
- Apropriados para separaciones que requieren un alto número de etapas teóricas
- Presiones de trabajo desde 1 mbar hasta presión atmosférica
- Bajas caídas de presión
- Baja retención

Propiedades características :

- Rango más económico del factor  $F'$ : 1-2,5  $\sqrt{Pa}$  (BX) y  $F'$ : 1,5-2  $\sqrt{Pa}$  (CY)
- Caída de presión por etapa teórica: 0,1-0,5 mbar
- Área superficial : 500  $m^2/m^3$  (BX) y 750  $m^2/m^3$  (CY)

Las gráficas utilizadas son las siguientes:

a) Relleno tipo *Sulzer BX*

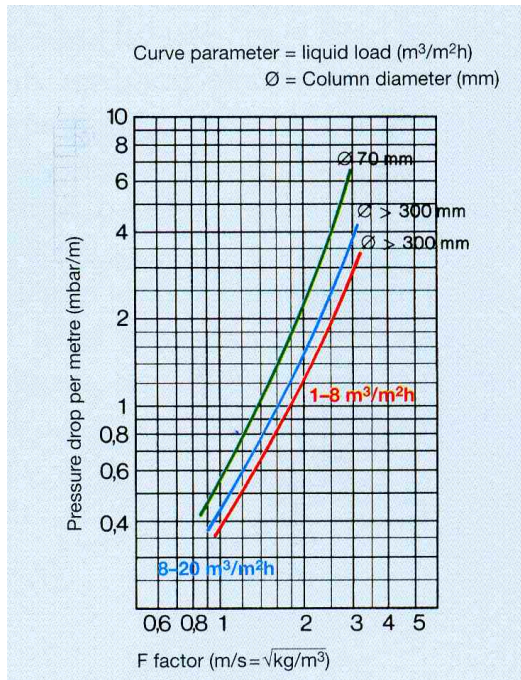


Fig. II.18

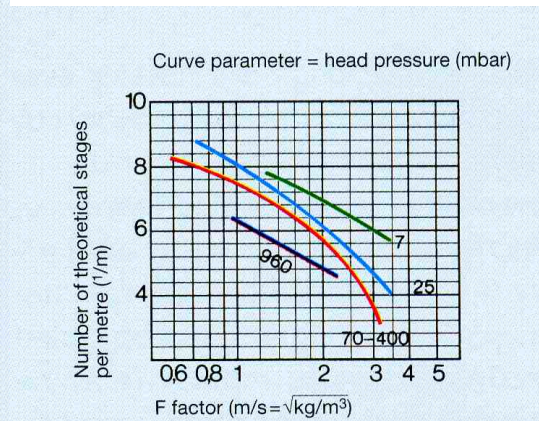


Fig. II.19

b) Relleno tipo *Sulzer CY*

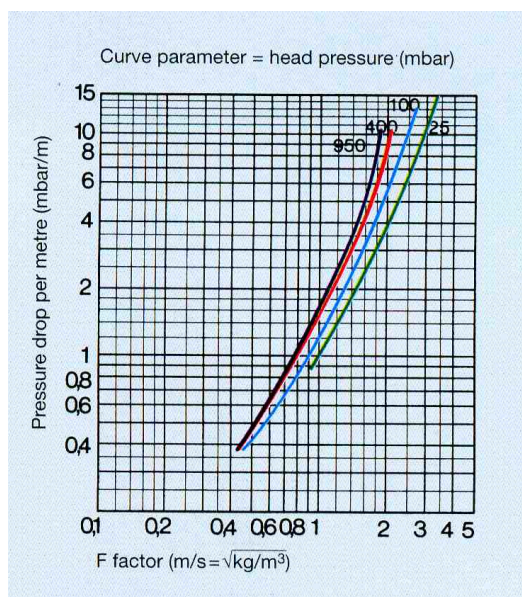


Fig. II.20

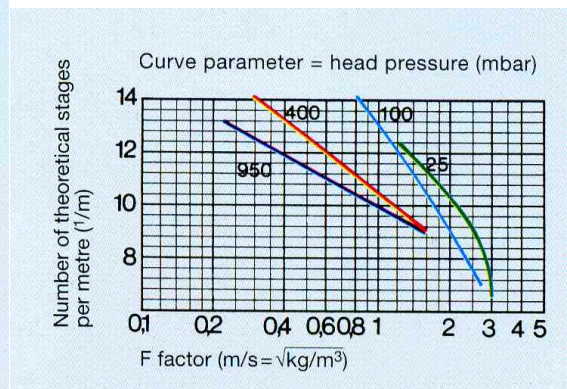


Fig. II.21

Para calcular la caída de presión por metro en el primer relleno es necesario calcular primero la carga específica de líquido que circula por la columna  $\ell$  ( $m^3/m^2 h$ ):

#### 4.1.4.1.- Carga específica de líquido

La carga específica de líquido se calcula del siguiente modo:

$$\ell = \frac{L}{\rho \cdot S} \quad (37)$$

Donde:

- $\ell$  ( $m^3/m^2 h$ ): Carga específica de líquido
- $L$  (Kg/h) : Flujo de líquido
- $S$  ( $m^2$ ) : Sección de la columna
- $\rho$  ( $Kg/m^3$ ) : Densidad del líquido

Al tratarse de dos fracciones, hay que calcular la carga específica de líquido relativa al flujo medio de líquido  $L$  (Kg/h) entre las dos fracciones. Dado que los tiempos de operación son diferentes en cada una de las fracciones, se calculará el flujo medio de líquido no como la media entre ambos valores, sino introduciendo la proporcionalidad de cada uno de ellos en el tiempo:

$$L = \frac{(L_1 \cdot t_1 + L_2 \cdot t_2)}{(t_1 + t_2)} \quad (38)$$

Para obtener  $L_1$  y  $L_2$  en Kg/h, es necesario calcular primero  $V_1$ ,  $V_2$ ,  $D'_1$  y  $D'_2$  en dichas unidades. Se procederá siguiendo los siguientes pasos:

- 1º- Cálculo de  $D'_1$  y  $D'_2$  en Kg/h a partir de los pesos moleculares calculados en los apartados 1.1.2. y 1.2.2. respectivamente, y de los



flujos en Kmol/h calculados en los apartados respectivos 1.1.3. y 1.2.3..

2º- Cálculo de  $V_1$  y  $V_2$  en Kg/h mediante la expresión (27):

$$V_i = D'_i \cdot (L/D'_i + 1) \quad (27)$$

3º- Cálculo de  $L_1$  y  $L_2$  por medio de un simple balance de cabezas:

$$L_i = V_i - D'_i$$

Los resultados obtenidos siguiendo los pasos anteriores son:

Fraccionamiento	$D'_i$ (Kmol/h)	$\overline{P}_{mi}$ (Kg/Kmol)	$D'_i$ (Kg/h)	$(L/D'_i)_i$	$V_i$ (Kg/h)	$L_i$ (Kg /h)
<b>1º</b>	0,7102	21,86	15,526	4,558	86,308	<b>70,781</b>
<b>2º</b>	0,195	68,7635	13,395	5,39	85,611	<b>72,216</b>

Tabla II.92

Haciendo la media proporcional en el tiempo:

Fraccionamiento	$L_i$ (Kg/h)	$t_i$ (h)	<b>L (Kg/ h)</b>
<b>1º</b>	70,781	20,3	<b>71,316</b>
<b>2º</b>	72,216	12,05	

Tabla II.93

La densidad del líquido  $\rho$  a lo largo de la columna se toma como la media entre la del producto de colas y el destilado obtenido por cabezas para cada una de las fracciones (ver tablas II.39 y II.69), y después tomando la media obtenida para ambas fracciones resulta  $\rho = 859 \text{ Kg/m}^3$ :

**Fraccionamiento 1°**

$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	$\bar{\rho}_B$ (g/ml)	$\bar{\rho}_1$ (g/ml)
0,970	0,816	<b>0,893</b>

**Fraccionamiento 2°**

$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	$\bar{\rho}_B$ (g/ml)	$\bar{\rho}_2$ (g/ml)
0,837	0,812	<b>0,824</b>

Tabla II.94

$\bar{\rho}_1$ (g/ml)	$\bar{\rho}_2$ (g/ml)	$\rho$ (g/ml)	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )
0,893	0,824	0,859	<b>859</b>

Tabla II.95

La sección de la columna S (m<sup>2</sup>) fue calculada en el apartado 4.1.3.

Sustituyendo los siguientes valores en la expresión (38):

L (Kg / h)	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Sección (m <sup>2</sup> )
71,316	859	0,0177

Tabla II.96

la carga específica de líquido es:

$$\ell = 4,697 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$$

Con este valor de carga específica de líquido y el factor F' calculado en el apartado anterior: 1,77, se hace uso de las gráficas, obteniendo para cada uno de los rellenos:

Tipo relleno	Pérdida carga (mbar/m)	N/m
<b>Sulzer BX</b>	0,9	5,2
<b>Sulzer CY</b>	9	8,6

Tabla II.97

La altura  $h$  y la pérdida de carga de la columna, se obtienen a partir de los resultados de la tabla anterior y del número de etapas teóricas de la columna, esto es, sin tener en cuenta la etapa del calderín, luego  $N' = N - 1 = 44$ :

Tipo relleno	N'	Altura $h$ (m)	Pérdida carga (mbar)	Pérdida de carga (mbar) / etapa
<b>Sulzer BX</b>	44	8,46	7,61	0,173
<b>Sulzer CY</b>	44	5,12	46,05	1,046

Tabla II.98

Si se comparan los resultados obtenidos, se observa que aunque con el relleno CY se obtiene una menor altura de columna, la pérdida de carga es demasiado elevada. Al calcular la pérdida de carga por etapa teórica, se comprueba que con el relleno BX esta se mantiene dentro del intervalo 0,1-0,5 mbar/etapa, mientras que con el relleno CY este límite es superado.

El relleno que se utilizará en el diseño de la columna será por consiguiente:

***SULZER METAL GAUZE TIPO BX***

Y la altura y pérdida de carga de la misma:

Altura $h$ (m)	Pérdida carga (mbar)
<b>8,46</b>	<b>7,61</b>

Tabla II.99

Teniendo en cuenta que la altura de cada unidad de relleno Sulzer BX es de 17 cm, para el interior de nuestra columna se necesitan un total de aproximadamente:

**49 unidades de relleno *Sulzer metal gauze tipo BX***

$$N^{\circ} \text{ Unidades relleno} = \text{Altura columna} / \text{Altura relleno} = 8,46 / 0,17 = 49,76 \approx 49$$

(el redondeo se hace a la baja ya que hay que tener en cuenta que en el interior de la columna además del relleno en sí, habrá otros dispositivos internos que se comentarán más adelante)

#### 4.1.5.- Altura de plato teórico equivalente

La altura de plato teórico equivalente (APTE) será igual a la altura de la columna dividida entre el número de etapas teóricas de ésta (N’):

$$APTE = h / N' \quad (39)$$

$$APTE = 8,46 / 44 = 0,192 \text{ m} = \mathbf{19,2 \text{ cm}}$$

Luego cada 19,2 cm del relleno se comporta como un plato teórico.

## 5- DISEÑO HIDRÁULICO

### 5.1.- Inundación y pérdida de carga

Para una columna de diámetro dado, a medida que el flujo de vapor aumenta, la pérdida de presión del mismo aumentará debido a un mayor rozamiento frente al relleno y el líquido descendente. En algún punto, la pérdida de presión llegará ser tan grande que igualará la carga de gravedad del flujo del líquido. En este punto el líquido no puede descender a través del relleno, y como consecuencia se irá formando una capa de líquido por encima del relleno que provocará lo que se conoce como *inundación* de la columna o *anegamiento*.

En definitiva, el fenómeno de la *inundación* ocurre cuando la velocidad de flujo del vapor ascendente es tan grande que impide el descenso del líquido a través del relleno, de forma que este se va acumulando y va “inundando” la columna.

La inundación, representa normalmente la condición de máxima capacidad para una columna de relleno. En este apartado se predice si se producirá o no inundación en nuestra columna a través de la “*correlación generalizada para pérdida de carga (CGPC)*” (Esta correlación deriva de la correlación de Sherwood modificada primero por Leva, posteriormente por una serie de artículos publicados por Eckert y por último modificada y simplificada por Strigle)

En la escala de ordenadas se presenta un parámetro de capacidad relacionado con el coeficiente de *Souders-Brown* utilizado en columnas de platos:

$$C_S = U_t \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right]^{0,5} \quad (40)$$

Ordenada:  $C_S \cdot F_P^{0,5} \cdot \nu^{0,5} \quad (41)$

Donde  $U_t =$  velocidad superficial del vapor (ft/s)

$\rho_V, \rho_L =$  densidades del vapor y del líquido (lb/ft<sup>3</sup> o Kg/m<sup>3</sup>)

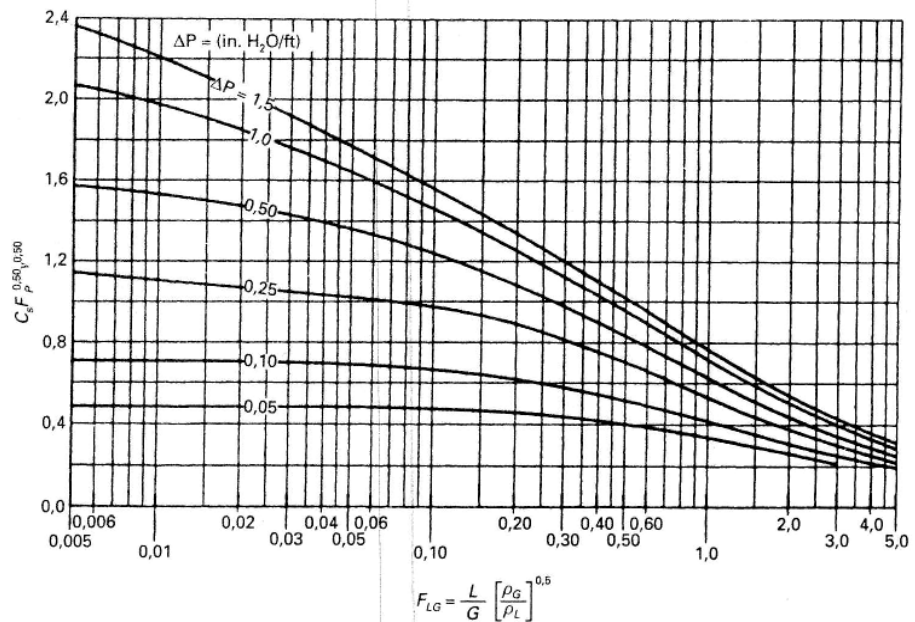
$F_p =$  factor del relleno (ft<sup>-1</sup>)

$\nu =$  viscosidad cinemática del líquido (cS)

En la escala de abcisas se representa el mismo parámetro (adimensional) de flujo utilizado para el caso de los platos:

Abcisa:  $F_{LV} = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5} \quad (42)$

Y por último, la pérdida de carga  $\Delta P$  que viene dada en pulgadas de agua por pie como se observa en la gráfica:



**FIG. 14.48.** Correlación generalizada para pérdida de carga de Eckert/Leva, modificada por Strigle. Para convertir pulgadas de H<sub>2</sub>O/ft en mm H<sub>2</sub>O/m multiplíquese por 83,31. Tomada de *Packed Tower Design and Applications*, por Ralph E. Strigle, Jr., derechos reservados © 1994 por Gulf Publishing Co., Houston, Texas. Utilizada con permiso. Todos los derechos reservados.

**Fig. II.22**

No existe una curva específica de inundación; se considera que una pérdida de carga de 1,50 in H<sub>2</sub>O / ft representa la condición de inundación incipiente.

### 5.1.1.- Cálculo de la ordenada (y)

Para el cálculo de la ordenada se utiliza la expresión (41) dada anteriormente:

$$C_S \cdot F_P^{0,5} \cdot v^{0,5} \quad (41)$$

#### 5.1.1.1.- Coeficiente $C_S$

Para poder calcular  $C_S$ , mediante la expresión (40) es necesario conocer la densidad del vapor y del líquido a lo largo de la columna ( $\rho_L$ ,  $\rho_V$ ) así como la velocidad superficial del gas ( $U_t$ ).

##### ✓ Densidad del vapor ( $\rho_V$ )

La densidad del vapor es la densidad media obtenida en el apartado 4.1.1., tabla II.83 :  $\rho_V = 1,999 \text{ Kg/m}^3$  que haciendo una conversión de unidades sería:

$$\rho_V = 0,125 \text{ lb/ft}^3$$

##### ✓ Densidad del líquido ( $\rho_L$ )

La densidad del líquido a lo largo de la columna se toma como la media entre la del producto de colas y el destilado obtenido por cabezas para cada una de las fracciones, y después se calcula la media obtenida para ambas:

<b>Fraccionamiento 1°</b>		
$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	$\bar{\rho}_B$ (g/ml)	$\bar{\rho}_{L1}$ (g/ml)
0,970	0,816	<b>0,893</b>
<b>Fraccionamiento 2°</b>		
$\bar{\rho}_D$ (g/ml)	$\bar{\rho}_B$ (g/ml)	$\bar{\rho}_{L2}$ (g/ml)
0,837	0,812	<b>0,824</b>

Tabla II.100

$\bar{\rho}_{L1}$ (g/ml)	$\bar{\rho}_{L2}$ (g/ml)	$\rho_L$ (g/ml)	$\rho_L$ (lb/ft <sup>3</sup> )
0,893	0,824	<b>0,859</b>	<b>53,63</b>

Tabla II.101

✓ Velocidad superficial del gas ( $U_t$ ).

La velocidad superficial del gas es la obtenida en el caso (b) del apartado 4.1.3. para el diámetro de columna  $d = 0,15$  m como  $U_t = 1,257$  m/s que haciendo una conversión de unidades sería:

$$U_t = 4,124 \text{ ft/s}$$

Sustituyendo los valores obtenidos de  $U_t$ ,  $\rho_L$  y  $\rho_V$  en la expresión (40) se tiene que  $C_S$  sería:

$$C_S = 0,199 \text{ ft/s}$$

5.1.1.2.- *Factor del relleno  $F_P$* 

El factor de relleno se encuentra tabulado en función del tipo y tamaño de relleno. Para el relleno Sulzer BX se tiene:  $F_P = 69 \text{ m}^{-1}$ , que en pies sería:

$$F_P = 21,03 \text{ ft}^{-1}$$

5.1.1.3.- *Viscosidad cinemática del líquido  $\nu$* 

La viscosidad cinemática relaciona la viscosidad dinámica ( $\mu$ ) y la densidad ( $\rho$ ) del líquido:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (43)$$

La densidad media del líquido ( $\rho$ ) es la calculada en el apartado 4.1.4.1. (tabla II.95), y la viscosidad dinámica se tomará como la media entre las zonas de

cabezas y colas de cada uno de los fraccionamientos, y tomando posteriormente la media de ambos:

✓ Viscosidad dinámica del líquido ( $\mu$ ).

La viscosidad de una mezcla se calcula a partir de las viscosidades individuales de cada componente puro y sus respectivas fracciones molares :

$$\bar{\mu} = \sum_{i=1}^N x_i \cdot \mu_i \quad (44)$$

La viscosidad de un componente puro es función de la temperatura, luego para cada zona (cabezas y colas) de cada fraccionamiento existirán distintas viscosidades individuales  $\mu_i$  :

<b>Fraccionamiento 1°</b>			
<i>Cabezas: T = 371,36 K</i>			
<b>Componentes puros</b>	<b><math>\mu_i</math> (T) (cp)</b>	<b><math>x_{i,D}</math></b>	<b><math>\mu_i \cdot x_{i,D}</math></b>
1. ETANOL	0,36887	0,1274	0,047
2. AGUA	0,28046	0,8677	0,243
3. ISOBUTANOL	0,55165	0,0048	0,002
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,61871	5,08E-11	3,14E-11
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,64063	1,09E-10	6,9E-11
<b>Mezcla:</b>		<b><math>\mu_{D1} = 0,293</math> cp</b>	

Tabla II.102

<b>Fraccionamiento 1°</b>			
<i>Colas: T = 400 K</i>			
<b>Componentes puros</b>	<b><math>\mu_i</math> (T) (cp)</b>	<b><math>x_{i,B}</math></b>	<b><math>\mu_i \cdot x_{i,B}</math></b>
1. ETANOL	0,27195	4,2E-11	1,15E-11
2. AGUA	0,20939	0,0277	0,006
3. ISOBUTANOL	0,32394	0,0942	0,030
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,35373	0,2195	0,077
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,38469	0,6585	0,253
<b>Mezcla:</b>		<b><math>\mu_{B1} = 0,367</math> cp</b>	

Tabla II.103



La viscosidad media entre cabezas y colas que se obtiene para el primer fraccionamiento es de:

$$\bar{\mu}_1 = 0,330 \text{ cp}$$

<b>Fraccionamiento 2°</b>			
<i>Cabezas: T = 388,941 K</i>			
<b>Componentes puros</b>	<b><math>\mu_i</math> (T) (cp)</b>	<b><math>x_{i,D}</math></b>	<b><math>\mu_i \cdot x_{i,D}</math></b>
1. ETANOL	0,304301	2,5E-10	7,6E-11
2. AGUA	0,23321	0,1645	0,038
3. ISOBUTANOL	0,39419	0,5595	0,220
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,434705	0,0860	0,037
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,464273	0,1899	0,088
<b>Mezcla:</b>		<b><math>\mu_{D2} = 0,384 \text{ cp}</math></b>	

Tabla II.104

<b>Fraccionamiento 2°</b>			
<i>Colas: T = 404,477 K</i>			
<b>Componentes puros</b>	<b><math>\mu_i</math> (T) (cp)</b>	<b><math>x_{i,B}</math></b>	<b><math>\mu_i \cdot x_{i,B}</math></b>
1. ETANOL	0,26031	0	0
2. AGUA	0,20079	5,7E-12	1,15E-12
3. ISOBUTANOL	0,30012	8,3E-09	2,5E-09
4. 2-METIL-1-BUTANOL	0,32645	0,2465	0,080
5. 3-METIL-1-BUTANOL	0,35754	0,7534	0,269
<b>Mezcla:</b>		<b><math>\mu_{B2} = 0,349 \text{ cp}</math></b>	

Tabla II.105

La viscosidad media entre cabezas y colas que se obtiene para el primer fraccionamiento es de:

$$\bar{\mu}_2 = 0,367 \text{ cp}$$

Y la viscosidad media entre las dos fracciones:

$\overline{\mu_1}$ (cp)	$\overline{\mu_2}$ (cp)	$\overline{\mu}$ (cp)	$\overline{\mu}$ (g/cm s)
0,330	0,367	0,348	0,0035

Tabla II.106

✓ Densidad del líquido ( $\rho$ )

La densidad del líquido fue calculada en el apartado 4.1.4.1 (tabla II.95). :

$\overline{\rho}$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\overline{\rho}$ (lb/ft <sup>3</sup> )
0,859	53,63

Para el cálculo de la viscosidad cinemática del líquido según la expresión (43) se toma la viscosidad dinámica  $\mu$  en g/cm s, y la densidad  $\rho$  en g/cm<sup>3</sup>:

$$v = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0,0035 \text{ (g/cm s)}}{0,859 \text{ (g/cm}^3\text{)}} = 0,004058 \text{ cm}^2/\text{s}$$

Interesa obtener la viscosidad cinemática  $v$  en centistokes (cS) ; mediante conversión de unidades se tiene:

$$v = 0,4058 \text{ cS}$$

Con este último parámetro se está en disposición de calcular el valor de la ordenada de la gráfica a partir de sus tres factores:

$$C_S \cdot F_P^{0,5} \cdot v^{0,5} \quad (41)$$

$C_S$ (ft/s)	$F_P$ (ft <sup>-1</sup> )	$v$ (cS)	ORDENADA (y)
0,199	21,03	0,4058	0,582

Tabla II.107

## 5.1.2.- Cálculo de la abcisa (x)

Para el cálculo de la ordenada se utiliza la expresión (42) dada al principio del apartado 5.1.:

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5} \quad (42)$$

5.1.2.1.- Densidades del líquido ( $\rho_L$ ) y del vapor ( $\rho_V$ )

Ambos valores fueron calculados en el apartado 5.1.1.1:

$\rho_L$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$\rho_V$ (lb/ft <sup>3</sup> )
53,63	0,125

## 5.1.2.2.- Relación de reflujo interna (L/V)

A partir de los valores de flujo para el destilado D' y el vapor V obtenidas en los apartados 1.1.3. y 1.2.3. para el primer y segundo fraccionamiento respectivamente, y a partir de un balance global de cabezas:  $V = L + D'$ , se calcula la relación de reflujo interna (L/V) para cada una de ellos:

	D' (kmol/h)	V (Kmol/h)	L /V
<b>Fraccionamiento 1°</b>	0,7102	3,948	0,82
<b>Fraccionamiento 2°</b>	0,195	1,245	0,84

Tabla II.108

Dado que hay dos fraccionamientos distintos, y por tanto para cada uno de ellos se utiliza una relación de reflujo distinta, se considera para el cálculo de  $F_{LV}$ , la relación de reflujo media entre ambas:

$$L/V = 0,83$$

Sustituyendo en (42) se obtiene que  $F_{LV}$  vale 0,04:

**ABCISA (x)**

$$F_{LV} = 0,04$$

5.1.3.- Cálculo de la pérdida de carga ( $\Delta P$ )

Con los valores obtenidos para la ordenada (y) y la abcisa (x), se vuelve a la gráfica II.22 y se obtiene que la caída de presión es de aproximadamente : 0,14 in H<sub>2</sub>O/ft

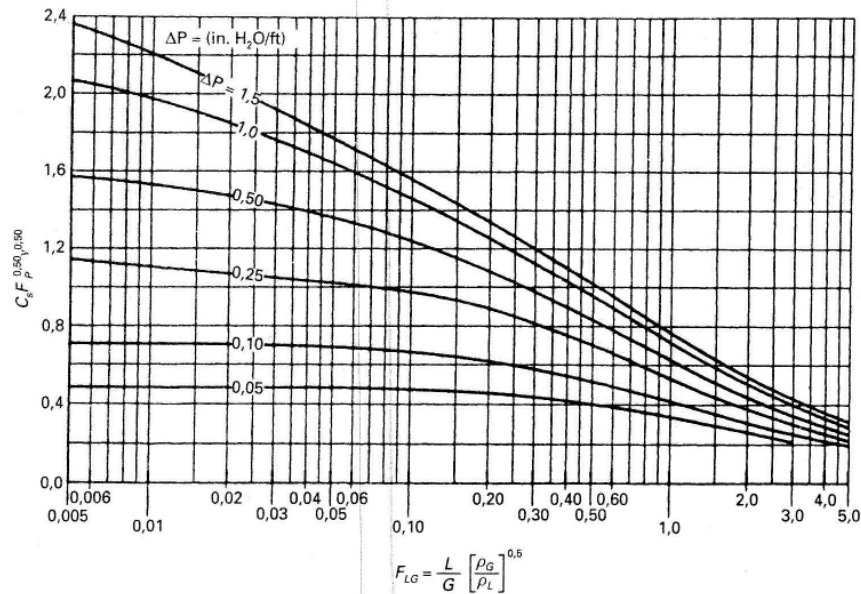


FIG. 14.48. Correlación generalizada para pérdida de carga de Eckert/Leva, modificada por Strigle. Para convertir pulgadas de H<sub>2</sub>O/ft en mm H<sub>2</sub>O/m multiplíquese por 83,31. Tomada de *Packed Tower Design and Applications*, por Ralph E. Strigle, Jr., derechos reservados © 1994 por Gulf Publishing Co., Houston, Texas. Utilizada con permiso. Todos los derechos reservados.

Fig. II.22

Gráfica			
x	y	$\Delta P$ (in H <sub>2</sub> O / ft)	$\Delta P$ (mm H <sub>2</sub> O / m)
0,04	0,58	0,07	5,83

Tabla II.109

5.1.4.- Inundación

Se considera que el valor de  $\Delta P$  a partir del cual se produce inundación incipiente es de 1,50 in H<sub>2</sub>O/ft . Puesto que la pérdida de carga obtenida para el

sistema es de 0,07 in H<sub>2</sub>O/ft, y por tanto es menor que el límite que representa la condición de inundación, se puede afirmar que bajo las condiciones de operación establecidas en la columna, no tendrá lugar el fenómeno de la inundación.

## 6- DISPOSITIVOS INTERNOS

La columna de destilación, además del relleno precisa de una serie de elementos o dispositivos internos, como son los distribuidores de líquido, las placas de soporte y los colectores de líquido.

### 6.1.- Distribuidores de líquido

Los distribuidores de líquido se utilizan para favorecer una adecuada distribución del líquido sobre el relleno en aquellas zonas de la columna en las que se introduce una corriente líquida. Como en este caso no existe corriente de alimentación, se dispondrá solamente de un distribuidor en la entrada a la columna de la corriente de reflujo.

Dado el pequeño diámetro interno que se ha obtenido para la columna, se ha de seleccionar el distribuidor de líquido apropiado utilizando las tablas que se ofrecen para la escala piloto, en función del tipo de relleno utilizado:

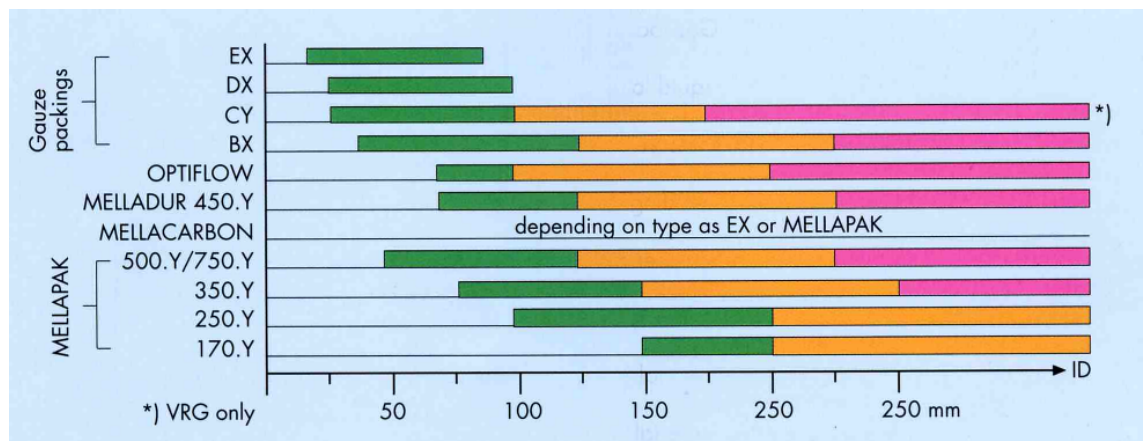
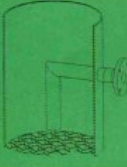
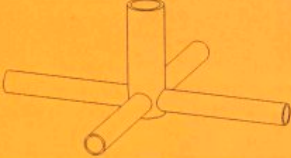

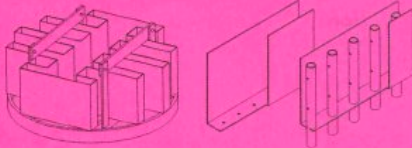


Fig. II.23

Para relleno BX y diámetro interno de 150 mm, nos encontramos en la franja naranja, la cual corresponde al *distribuidor tipo spider VRGS*, según se observa en la página siguiente.

**Liquid distributor for pilot columns**

Type	Description
VRZ	 <p>Central feed pipe; no liquid distributor necessary.</p>
VRGS	 <p>'Spider' pipe distributor for up to nine drip points.</p>
VRG	 <p>Pipe distributor with groundholes when more than nine drip points necessary. For clean liquids only.</p>
VKG VKR	 <p>Channel type distributor with groundholes (VKG) or inside small tubes (VKR); high liquid load range possible.</p>

**Fig. II.24**

La columna dispondrá por tanto de un distribuidor de líquido tipo VRGS en la parte superior de la columna para favorecer la distribución del reflujo que se introduce en la misma.

**6.2.- Placas de soporte**

Las placas de soporte son los dispositivos que se utilizan para retener el lecho tanto en la parte inferior como en la parte superior de la columna. Además de soportar el peso del relleno, las placas de soporte deben estar diseñadas para permitir un flujo relativamente no restringido del líquido y el vapor.

Para el diseño de la columna, se ha seleccionado concretamente el modelo *placa de soporte tipo TE*, por estar disponible a partir de 0,1 m de diámetro interno (mientras que el resto de modelos se fabrican para diámetros mayores a 0,5 m) y porque se utiliza para rellenos con área superficial mayor de  $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (siendo el área superficial del relleno Sulzer BX =  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ )

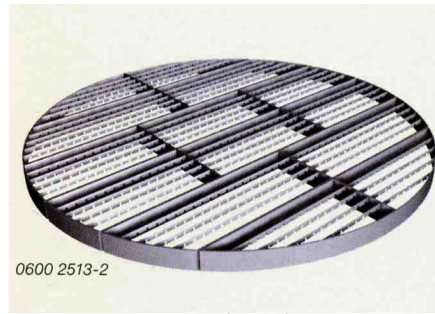


Fig. II.25

Las placas de soporte se colocarán cada 150 cm de columna para retener el relleno. Por tanto a lo largo de la columna se dispondrán de:

### 5 placas de soporte tipo TE

$$\text{N}^\circ \text{ Placas Soporte} = \text{Altura columna (cm)} / 150 \text{ cm} = 846 / 150 = 5,64 \approx 5$$

### 6.3.- Colectores de líquido

Los colectores de líquido son aquellos elementos que se utilizan como redistribuidores de líquido, para recoger y dirigir el líquido descendente.

En el diseño de este equipo se ha seleccionado el *colector tipo etapa chimenea*, que se utiliza para diámetros internos de hasta 30 cm:

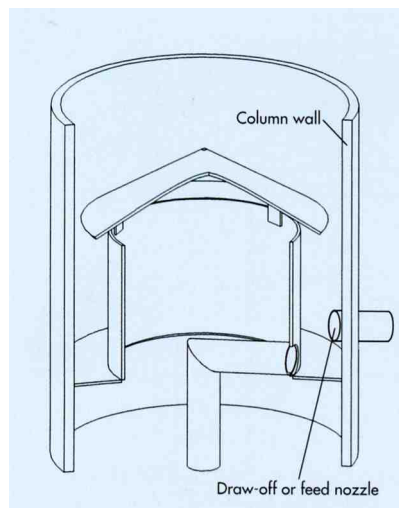


Fig. II.26

## 7- DISEÑO MECÁNICO

Los criterios de diseño que se emplean en este apartado son los reflejados en el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

### 7.1.- Datos básicos

#### 7.1.1. – Presión de diseño

La presión de diseño debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como el mayor de:

- \*  $P_D \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$
- \*  $P_D \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ Kg/cm}^2$
- \*  $P_D \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

La presión máxima de operación es:

$$P_{\text{máx}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,03322 \text{ Kg/cm}^2$$

Y la presión de diseño se calcula como:

- a)  $P_D = 1,1 \cdot P_{\text{máx}} = 1,1365 \text{ Kg/cm}^2$
- b)  $P_D = P_{\text{máx}} + 2 \text{ Kg/cm}^2 = 3,03322 \text{ Kg/cm}^2$
- c)  $P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

El mayor valor obtenido es el último, luego:

$  \begin{aligned}  P_D &= 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = \\  &= 3,387 \text{ atm} = \\  &= 49,782 \text{ psi}  \end{aligned}  $
---

#### 7.1.2. – Temperatura de diseño

Al igual que en el apartado anterior, la temperatura de diseño deberá ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:



$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

La máxima temperatura que se origina durante la operación es la temperatura de cabezas del segundo fraccionamiento:

$$T_{\text{máx}} = 404,477 \text{ K} = 131,327 \text{ }^\circ\text{C}$$

Y la temperatura de diseño es:

$$T_D = T_{\text{máx}} (\text{ }^\circ\text{C}) + 20^\circ\text{C} = 151,327 \text{ }^\circ\text{C}$$

Luego:

$\begin{aligned} T_D &= 151,327 \text{ }^\circ\text{C} = \\ &= 424,477 \text{ K} = \\ &= 304,388 \text{ }^\circ\text{F}. \end{aligned}$
---

### 7.1.3.- Material

El material de construcción seleccionado para la columna de nuestro sistema es el ACERO AL CARBONO SA-283 C. Las razones de la elección son las siguientes:

- \* Los aceros al carbono son los más disponibles y económicos de los aceros, recomendables para la mayoría de los recipientes donde no existan ni altas presiones ni temperaturas.
- \* El SA-283 C es uno de los aceros al carbono más utilizados por la excelente relación entre sus propiedades y su bajo coste.
- \* Su uso está limitado a aplicaciones con temperaturas de hasta 650°F (343,3 °C) y a recipientes con espesores que no excedan de 5/8 in (15,87 mm). La primera condición se cumple para este caso, y la segunda se comprueba más adelante, por tanto puede ser seleccionado.

### 7.2.- Carcasa

La carcasa tendrá forma cilíndrica y disposición vertical.

El espesor de la misma se calculará teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se tomará el mayor valor de los dos.

El espesor mínimo será igual al espesor calculado en el paso anterior más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

### 7.2.1. – Espesor mínimo

#### 7.2.1.1. Esfuerzo circunferencial ( $\delta_\phi$ )

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\epsilon_\phi = \frac{P_D \cdot r}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad (45)$$

Donde:

$\epsilon_\phi$  = Espesor (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$r$  = Radio interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

Se consideran los siguientes valores:

La presión de diseño ( $P_D$ ) es la calculada en el apartado 7.1.1. en sus correspondientes unidades, y el radio interior ( $r$ ) se calcula a partir del diámetro de columna calculado en el apartado 4.1.3. convirtiendo las unidades a pulgadas.


La tensión admisible  $\sigma$  es igual para este caso a la tensión máxima admisible ( $\sigma_{\max}$ ), la cual se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño de la columna (acero al carbono SA-283 C) se tiene que la tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F es de 12700 psi.

$$\sigma = \sigma_{\max} = 12700 \text{ psi}$$

Y por último, la eficiencia de la soldadura E toma el valor de E=1 para tipo de junta 1 y radiografía completa, según la tabla II.197 (pág.352) del anexo a la memoria de cálculo.

Se toman los valores que se resumen en la siguiente tabla, y se sustituyen en la expresión (45)

<b>P<sub>D</sub> (psi)</b>	49,7820
<b>r (in)</b>	2,9527
<b>σ (psi)</b>	12700
<b>E</b>	1



<b>ε<sub>φ</sub> (in)</b>	<b>ε<sub>φ</sub> (mm)</b>
<b>0,0116</b>	<b>0,2947</b>

**Tabla II.110**

#### 7.2.1.2. Esfuerzo longitudinal (δ<sub>x</sub>)

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\varepsilon_x = \frac{P_D \cdot r}{2 \cdot \sigma \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad (46)$$

Sustituyendo los valores dados en la tabla anterior (II.110), se obtiene que en este caso el espesor vale:

<b>ε<sub>x</sub> (in)</b>	<b>ε<sub>x</sub> (mm)</b>
<b>0,00578</b>	<b>0,1468</b>

#### **Espesor mínimo (ε<sub>min</sub>):**

Como espesor mínimo se toma el mayor valor de los dos calculados anteriormente, es decir el obtenido mediante esfuerzo circunferencial: ε<sub>φ</sub>= 0,2947 mm, y se le suma el sobreespesor de corrosión C = 3 mm

$$\varepsilon_{\min} = \varepsilon + C \quad (47)$$

$$\varepsilon_{\min} = 3,2947 \text{ mm} \quad \xrightarrow{\text{Redondeando}} \quad \boxed{\varepsilon_{\min} = 3,3 \text{ mm}}$$

### 7.2.2. – Diámetro externo

El diámetro exterior de la columna vendrá dado por el diámetro calculado en el apartado 4.1.3. (d) más el espesor del material calculado en el apartado anterior:

$$d_0 = d + 2 \cdot \varepsilon_{\min} \quad (48)$$

<b>d (mm)</b>	<b><math>\varepsilon_{\min}</math> (mm)</b>	<b><math>d_0</math> (mm)</b>
150	3,3	156,6

Tabla II.111

Redondeando:

$$\boxed{d_0 = 157 \text{ mm}}$$

### 7.2.3. – Construcción

La carcasa se construirá mediante chapas soldadas a tope según se indica en el código ASME.

## 7.3.- Fondos

Los fondos toriesféricos son los de mayor aceptación en la industria debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas. Los más utilizados son los tipo *Korbbogen Boden* y *Klopper Boden*, siendo solamente estos últimos los que se utilizan en casos de bajas presiones. Por tanto, en el diseño del equipo se utilizarán FONDOS TORIESFÉRICOS TIPO KLOPPER, tanto para el fondo superior como para el fondo inferior. Ambos se unirán mediante soldadura a tope a la carcasa cilíndrica en sus dos extremos.

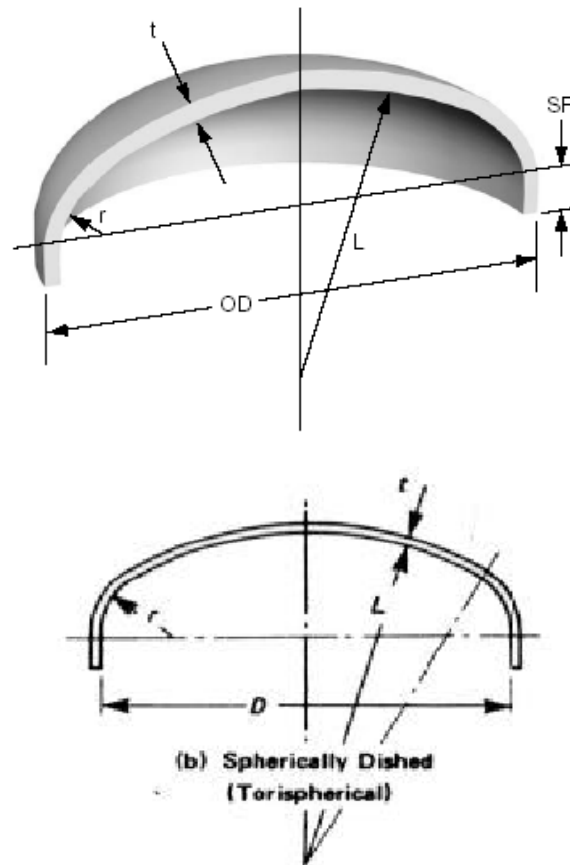


Fig. II.27

### 7.3.1. – Espesores

El espesor para este tipo de fondos viene dado por la expresión siguiente:

$$\varepsilon^F = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot d}{\sigma \cdot E - 0,1 \cdot P_D} \quad (49)$$

Donde:

$\varepsilon^F$  = Espesor del fondo (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$d$  = Diámetro interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

El diámetro interior se calcula a partir del radio interior  $r = 2,9527$  in (tabla II.110), y el resto de parámetros son los mismos que para el caso de la carcasa:

<b><math>P_D</math> (psi)</b>	49,7820	⇒	<b><math>\epsilon^F</math> (in)</b>	<b><math>\epsilon^F</math> (mm)</b>
<b><math>d</math> (in)</b>	5,905		<b>0,020494</b>	<b>0,52056</b>
<b><math>\sigma</math> (psi)</b>	12700			
<b><math>E</math></b>	1			

**Tabla II.112**

Sumando a este valor el sobreespesor por corrosión ( $C = 3$  mm), se obtiene:

<b><math>\epsilon = 3,52</math> mm</b>
--

### 7.3.2. – Dimensiones

Las dimensiones de los fondos se calculan a partir de las expresiones dadas de sus características técnicas:

$$R = d_0 \quad (50) \qquad r = d_0/10 \quad (52)$$

$$H = 0,2 \cdot d_0 \quad (51) \qquad h = 3,5 \cdot \epsilon^F \quad (53)$$

donde

$$\epsilon^F = \text{Espesor de fondo (mm)}$$

$$R = d_0 = \text{Diámetro externo recipiente (mm)}$$

$$r = \text{Radio curvatura fondo (mm)}$$

$$H = \text{Altura fondos sin la altura de la curvatura (mm)}$$

$$h = \text{Altura de la curvatura del fondo toriesférico (mm)}$$

Para ambos fondos y a partir del valor de  $\varepsilon^F$  calculado anteriormente, se tiene:

$\varepsilon^F$ (mm)	h (mm)	r (mm)	R (mm)	H (mm)
3,52	12,322	15,7	157	31,4

Tabla II.113

### 7.3.3. – Construcción

Ambos fondos o cabezales son fabricados sin costura. Se construyen según indica el código ASME a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada.

## 7.4.- Faldilla

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la carcasa; esta línea de transición denominada justamente línea de tangencia se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los fondos bombeados (y algunos cónicos) se construyen con una parte cilíndrica, denominada *pestaña* o *faldilla*, cuya altura mínima “h” varía según la Norma o Código de Cálculo utilizado, pero en general deberá ser no menor que el mayor de los siguientes valores con un valor máximo de  $h = 100$  mm:

$$h \geq 0,3 \cdot (d_0 \cdot \varepsilon^F)^{0,5}$$

$$h \geq 3 \cdot \varepsilon^F \quad (54)$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

siendo:

$\varepsilon^F$  = Espesor de fondo (mm)

$d_0$  = Diámetro externo recipiente (mm)

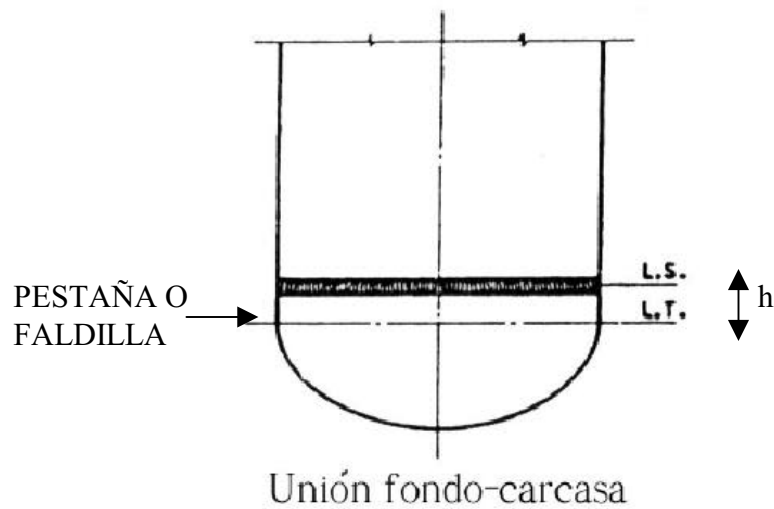


Fig. II.28

Haciendo los cálculos para:

$$\left. \begin{array}{l} \varepsilon^F = 3,52 \text{ mm} \\ d_0 = 157 \text{ mm} \end{array} \right\}$$

Se obtienen los siguientes valores de h mínimos (mm):

h (mm)	h (mm)	<b>h (mm)</b>
7,053	10,56	<b>25</b>

Tabla II.114

Siendo el mayor de ellos  $h = 25$  mm, la altura mínima de la faldilla será por tanto de 25 mm.

## 7.5.- Aislamiento

Con el objetivo de minimizar las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes de la columna hacia el medio exterior, lo cual se traduce en una pérdida energética y por tanto económica, se decide aislar térmicamente la columna de rectificación.



Como material aislante térmico de la columna se ha seleccionado la *lana de vidrio* por las razones que se exponen en el apartado 7.5. del segundo capítulo de la memoria.

Para este caso, la lana de vidrio se presenta en lo que se conoce como *coquillas*, que consiste en tubos cilíndricos de 1,2 metros de longitud premoldeados con una pared cortada a lo largo de su generatriz para permitir su apertura y de esta forma su colocación sobre la tubería, y con espesores entre los 30 y los 80 mm.

El intervalo de temperaturas en el que se emplea este tipo de aislante es entre  $-30$  °C y  $250$  °C.

Diámetro		Espesor (mm)	Longitud (m)
Pulgadas	Interior de la coquilla (mm)		
1/2	21	30, 40 y 50	1,2
3/4	27		
1	34		
1 1/4	42		
1 1/2	48		
2	60		
2 1/2	76		
3	89	30, 40 50, 60 y 80	1,2
4	114		
5	140		
6	169		
8	219		



Fig. II.29

Mirando la siguiente tabla proporcionada por el fabricante, para el diámetro externo de la columna (157 mm), se toma el valor inmediatamente superior (169 mm) y el espesor más económico que se encuentra es de 30 mm.

PRODUCTO		DIÁMETRO		ESPEORES							
		TUBERÍA "	Interior: Coquillas, mm	30 mm		40 mm		50 mm		60 mm	
				€/ml	ml/bolsa	€/ml	ml/bolsa	€/ml	ml/bolsa	€/ml	ml/bolsa
<b>COQUILLAS ISOVER</b> Elementos moldeados de lana de vidrio con forma cilíndrica y estructura concéntrica. Llevan practicada una abertura en su generatriz para permitir su colocación sobre la tubería.		1/2	21	<b>2,23</b>	44,40	<b>2,88</b>	30,00				
		3/4	27	<b>2,45</b>	38,40	<b>3,19</b>	26,40				
		1	34	<b>2,55</b>	32,40	<b>3,53</b>	22,80				
		1 1/4	42	<b>2,73</b>	27,60	<b>3,90</b>	20,40	<b>4,65</b>	16,80		
		1 1/2	48	<b>3,02</b>	25,20	<b>4,18</b>	18,00	<b>5,47</b>	13,20		
		2	60	<b>3,38</b>	21,60	<b>4,60</b>	15,60	<b>5,99</b>	12,00		
		2 1/2	76	<b>3,70</b>	15,60	<b>5,28</b>	12,00	<b>7,26</b>	9,60		
		3	89	<b>4,42</b>	13,20	<b>5,99</b>	10,80	<b>7,73</b>	8,40		
		4	114	<b>5,23</b>	9,60	<b>7,10</b>	8,40	<b>8,95</b>	7,20	<b>11,11</b>	6,00
		5	140	<b>5,99</b>	7,20	<b>8,61</b>	6,00	<b>10,80</b>	4,80	<b>13,06</b>	4,80
6	169	<b>7,29</b>	6,00	<b>10,09</b>	4,80	<b>12,54</b>	4,80	<b>15,21</b>	3,60		
8	219	<b>9,41</b>	3,60	<b>12,94</b>	3,60	<b>15,72</b>	3,60	<b>18,94</b>	2,40		

Longitud: 1,20 m. Bultos/camión: 250. CLASE LOGÍSTICA: B.  
 Nota: Para diámetros de 10" y espesores mayores de 60 mm consultar.

Fig. II.30

Dado que se presenta en tubos cilíndricos de 1,2 metros de longitud, y la altura de la columna es de 8,46 m, a lo largo de la columna se necesitarán un total de  $8,46/1,2 \approx 7$  tramos de lana de vidrio.

**Lana vidrio:**

- 7 tramos
- Espesor : 30 mm

### 7.6.- Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

### 7.6.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo de la presión de prueba hidráulica según el código *ASME VIII División I*, se determina por:

$$P_{hmin} = 1,5 \cdot P_D \cdot \left[ \frac{\sigma_{m\acute{a}x,a}}{\sigma_{m\acute{a}x}} \right] \quad (86)$$

Donde:

- $P_{hmin}$  = Presión de prueba hidráulica mínima ( $Kg/cm^2$ )
- $P_D$  = Presión de diseño ( $Kg/cm^2$ )
- $\sigma_{m\acute{a}x,a}$  = Tensión máxima admisible del material a la temperatura ambiente ( $Kg/cm^2$ )
- $\sigma_{m\acute{a}x}$  = Tensión máxima admisible del material a la temperatura de diseño ( $Kg/cm^2$ )

La presión de diseño  $P_D$  fue calculada en el apartado 7.1.1. :  $3,5 \text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño para obtener la tensión máxima admisible del material fue calculada en el apartado 7.1.2.:  $151,327 \text{ }^\circ\text{C}$ , y la tensión máxima admisible para el acero al carbono SA-283 C es de  $12700 \text{ psi}$  en el intervalo de

temperaturas de -20 a 650 °F (343,33 °C), luego :  $\sigma_{\text{máx,a}} = \sigma_{\text{máx}} = 12700 \text{ psi} = 892,89 \text{ Kg/cm}^2$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (86) , la presión mínima de prueba hidráulica que se obtiene es:  $5,25 \text{ Kg/cm}^2$

$P_D \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	$\sigma_{\text{máx,a}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	$\sigma_{\text{máx}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	<b><math>P_{\text{hmin}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}</math></b>
3,5	892,89	892,89	<b>5,25</b>

Tabla II.115

### 7.6.2.- Presión de prueba periódica

El reglamento español de aparatos a presión (*RAP*) requiere, además de una prueba inicial, otra periódica a una presión de:

$$P_{\text{hmin}} = 1,3 \cdot P_D \cdot \frac{\sigma_{\text{máx,a}}}{\sigma_{\text{máx}}} \quad (87)$$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (87) , la presión mínima de prueba periódica que se obtiene es:  $4,55 \text{ Kg/cm}^2$

$P_D \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	$\sigma_{\text{máx,a}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	$\sigma_{\text{máx}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	<b><math>P_{\text{hmin}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}</math></b>
3,5	892,89	892,89	<b>4,55</b>

Tabla II.116

## CAPÍTULO 3: DISEÑO DE EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO

### 1 – ACUMULADOR DE REFLUJO

Se le denomina acumulador de reflujo al recipiente que recibe la corriente procedente del condensador, tal y como se puede observar en el siguiente dibujo esquemático:

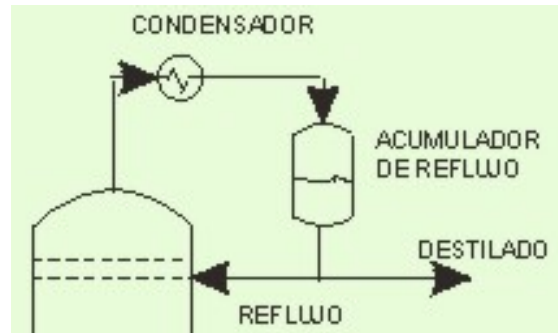


Fig. II.31

Su función es la de asegurar que todo el reflujo recirculado se encuentre en estado líquido, a la vez que permite almacenar el producto condensado parte del cual será recirculado de nuevo a la columna y parte del cual será obtenido como producto destilado. Además, el acumulador permite una *holgura operacional* que puede mantener en funcionamiento la columna cuando se presentan problemas con el condensador.

#### 1.1.- Capacidad

Para estimar la capacidad que debe tener este depósito, se fija para una base de tiempo de operación de 15 minutos y posteriormente se incrementa este valor en un 10 %.

Hay que ver qué volumen de líquido se genera en ese tiempo (15 minutos), y para ello, hay que partir del flujo de líquido que sale del condensador en unidades de volumen / tiempo y multiplicar dicho valor por el tiempo establecido como base.

El flujo de líquido que sale del condensador será la suma de los flujos de destilado y líquido a recircular, o lo que es lo mismo el valor del flujo de vapor (ya que  $V = L + D$ ). Las composiciones de estas tres corrientes coinciden, ya que el

condensador es total, y por tanto la densidad del condensado es la calculada a partir de las composiciones del destilado.

El cálculo se realiza para las dos fracciones, tomando finalmente el valor de capacidad más alto de los dos:

Fraccionamiento	$V_i$ (Kg/h)	$\rho_i$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Capacidad (m <sup>3</sup> )	Capacidad (L)
1°	86,308	970	0,02223	22,23
2°	85,611	837	0,02556	25,56

Tabla II.117

Los valores de  $V_i$  se pueden ver en la tabla II.92 para cada fraccionamiento y los valores de  $\rho_i$  fueron calculados en el apartado 1.1.2.

*Ejemplo de cálculo: (para el 1<sup>er</sup> fraccionamiento)*

$$\frac{V_i \text{ (Kg/h)} \cdot 15 \text{ min}}{\rho_i \text{ (Kg/m}^3\text{)} \cdot 60 \text{ min/h}} = \frac{86,308 \cdot 15}{970 \cdot 60} = 0,02223 \text{ m}^3$$

Tomando el valor obtenido para el 2° fraccionamiento por ser el mayor de ambos, e incrementándolo en un 10 % se tiene finalmente:

Capacidad (m <sup>3</sup> )	Capacidad (L)
0,02812	28,12

Redondeando, la capacidad de nuestro acumulador será de:

**Capacidad acumulador = 28 L**

## 1.2.- Dimensionamiento

De forma general, cuando el vapor es condensado parcialmente se suelen emplear tanques de reflujo cilíndricos verticales para separar el vapor y el líquido,

mientras que en los casos en los que el vapor es condensado totalmente, se emplean tanques de reflujo cilíndricos dispuestos horizontalmente que reciben el producto procedente del condensador total.

Por tanto, el acumulador de reflujo será de **forma cilíndrica y disposición horizontal**. Las dimensiones óptimas del mismo se obtienen a partir de la expresión de su volumen suponiendo un valor óptimo entre la longitud y el diámetro de  $l/d = 4$ .

La longitud del tanque se calcula a partir de la expresión de su volumen. Puesto que es cilíndrico, el volumen del mismo despreciando el volumen de los cabezales viene dado por:

$$\text{Volumen} = \pi r^2 l \quad (55)$$

Sustituyendo  $l/d = 4$  en la expresión anterior y despejando, queda:

$$d = (\text{Volumen} / \pi)^{1/3} \quad (56)$$

Volumen (m <sup>3</sup> )	r (m)	d (m)	l (m)
0,028	0,1036	0,207	0,829

**Tabla II.118**

Los resultados obtenidos a partir del volumen (0,028 m<sup>3</sup>) y utilizando la expresión anterior (56) y la condición óptima  $l/d = 4$  son:

Redondeando:

<b>d = 0,20 m</b> <b>l = 0,83 m</b>
--

### 1.3. – Diseño mecánico

Los criterios de diseño que se utilizan en este apartado son los reflejados en el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

### 1.3.1.- Datos básicos

#### 1.3.1.1. – Presión de diseño

La presión de diseño debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como el mayor de:

- \*  $P_D \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$
- \*  $P_D \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ Kg/cm}^2$
- \*  $P_D \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

La presión máxima de operación es:

$$P_{\text{máx}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,03322 \text{ Kg/cm}^2$$

Y la presión de diseño se calcula como:

- a)  $P_D = 1,1 \cdot P_{\text{máx}} = 1,1365 \text{ Kg/cm}^2$
- b)  $P_D = P_{\text{máx}} + 2 \text{ Kg/cm}^2 = 3,03322 \text{ Kg/cm}^2$
- c)  $P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

El mayor valor obtenido es el último, luego:

$  \begin{aligned}  P_D &= 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = \\  &= 3,387 \text{ atm} = \\  &= 49,782 \text{ psi}  \end{aligned}  $
---

#### 1.3.1.2. – Temperatura de diseño

Al igual que para el caso de la columna, la temperatura de diseño debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

La máxima temperatura que se origina en el acumulador durante la operación es la temperatura de cabezas del segundo fraccionamiento:

$$T_{\text{máx}} = 388,941 \text{ K} = 115,791 \text{ }^\circ\text{C}$$



- Temperatura de diseño:

$$T_D = T_{\text{máx}} (\text{°C}) + 20\text{°C} = 135,791 \text{ °C}$$

Luego:

$\begin{aligned} T_D &= 135,791 \text{ °C} = \\ &= 408,941 \text{ K} = \\ &= 276,42 \text{ °F} . \end{aligned}$
---

*1.3.1.3.- Material*

El material de construcción seleccionado para el acumulador de reflujo es el ACERO AL CARBONO SA-283 C. Las razones de la elección son las siguientes:

- \* Los aceros al carbono son los más disponibles y económicos de los aceros, recomendables para la mayoría de los recipientes donde no existan ni altas presiones ni temperaturas.
- \* El SA-283 C es uno de los aceros al carbono más utilizados por la excelente relación entre sus propiedades y su bajo coste.
- \* Su uso está limitado a aplicaciones con temperaturas de hasta 650°F (343,3 °C) y a recipientes con espesores que no excedan de 5/8 in (15,87 mm). La primera condición se cumple para este caso, y la segunda se comprueba más adelante, por tanto puede ser.

*1.3.2.- Carcasa*

La carcasa tendrá forma cilíndrica y disposición horizontal.

El espesor de la misma se calculará teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se tomará el mayor valor de los dos.

El espesor mínimo será igual al espesor calculado en el paso anterior más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

### 1.3.2.1. – Espesor mínimo

#### - Esfuerzo circunferencial ( $\delta_\Phi$ )

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\epsilon_\Phi = \frac{P_D \cdot r}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad (45)$$

Donde:

$\epsilon_\Phi$  = *Espesor (in)*

$P_D$  = *Presión de diseño (psi)*

$r$  = *Radio interior (in)*

$\sigma$  = *Tensión admisible (psi)*

$E$  = *Eficiencia de la soldadura*

#### Se consideran los siguientes valores:

La presión de diseño ( $P_D$ ) es la calculada en el apartado 1.3.1.1. en sus correspondientes unidades, y el radio interior ( $r$ ) se calcula a partir del diámetro del recipiente calculado en el apartado 1.2. convirtiendo las unidades a pulgadas.

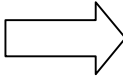
La tensión admisible  $\sigma$  es igual para este caso a la tensión máxima admisible ( $\sigma_{\text{máx}}$ ), la cual se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño de la columna (acero al carbono SA-283 C) se tiene que la tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F es de 12700 psi.

$$\sigma = \sigma_{\text{máx}} = 12700 \text{ psi}$$

Y por último, la eficiencia de la soldadura  $E$  toma el valor de  $E=1$  para tipo de junta 1 y radiografía completa, según la tabla II.197 (pág. 352) del anexo a la memoria de cálculo.

Se toman los valores que se resumen en la siguiente tabla, y se sustituyen en la expresión (45)

<b>P<sub>D</sub> (psi)</b>	49,7820
<b>r (in)</b>	3,937
<b>σ (psi)</b>	12700
<b>E</b>	1



<b>ε<sub>φ</sub> (in)</b>	<b>ε<sub>φ</sub> (mm)</b>
<b>0,01546</b>	<b>0,3929</b>

Tabla II.119

- Esfuerzo longitudinal (δ<sub>x</sub>)

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\varepsilon_x = \frac{P_D \cdot r}{2 \cdot \sigma \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad (46)$$

Sustituyendo los valores dados en la tabla anterior (II.119), se obtiene que en este caso el espesor vale:

<b>ε<sub>x</sub> (in)</b>	<b>ε<sub>x</sub> (mm)</b>
<b>0,00771</b>	<b>0,1958</b>

### Espesor mínimo (ε<sub>min</sub>):

Como espesor mínimo se toma el mayor valor de los dos calculados anteriormente, es decir el obtenido mediante esfuerzo circunferencial: ε<sub>φ</sub> = 0,3929 mm, y se le suma el sobreespesor de corrosión C = 3 mm

$$\varepsilon_{\min} = \varepsilon + C \quad (47)$$

$$\varepsilon_{\min} = 3,3929 \text{ mm} \quad \xrightarrow{\text{Redondeando}} \quad \boxed{\varepsilon_{\min} = 3,4 \text{ mm}}$$

### 1.3.2.2. – Diámetro externo

El diámetro exterior del acumulador vendrá dado por el diámetro calculado en el apartado 1.2. (d) más el espesor del material calculado en el apartado anterior:

$$d_0 = d + 2 \cdot \varepsilon_{\min} \quad (48)$$

<b>d (mm)</b>	<b><math>\varepsilon_{\min}</math> (mm)</b>	<b>d<sub>0</sub> (mm)</b>
200	3,4	206,785

Tabla II.120

Redondeando:

$$d_0 = 207 \text{ mm}$$

### 1.3.2.3. – Construcción

La carcasa se construirá mediante chapas soldadas a tope según se indica en el código ASME.

## 1.3.3.- Fondos

Los fondos toriesféricos son los de mayor aceptación en la industria debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas. Los más utilizados son los tipo *Korbbogen Boden* y *Klopper Boden*, siendo solamente estos últimos los que se utilizan en casos de bajas presiones. Por tanto, en el diseño del equipo se utilizan FONDOS TORIESFÉRICOS TIPO KLOPPER (ver figura II.27), para ambos fondos o cabezales. Estos se unirán mediante soldadura a tope a la carcasa cilíndrica en sus dos extremos.

### 1.3.3.1. – Espesores

El espesor para este tipo de fondos viene dado por la expresión siguiente:

$$\varepsilon^F = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot d}{\sigma \cdot E - 0,1 \cdot P_D} \quad (49)$$

Donde:

$\varepsilon^F$  = Espesor del fondo (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$d$  = Diámetro interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

El diámetro interior se calcula a partir del radio interior  $r=3,937$  in, y el resto de parámetros son los mismos que para el caso de la carcasa:

<b><math>P_D</math> (psi)</b>	49,7820	→	<b><math>\varepsilon^F</math> (in)</b>	<b><math>\varepsilon^F</math> (mm)</b>
<b><math>d</math> (in)</b>	7,874		<b>0,0273</b>	<b>0,694</b>
<b><math>\sigma</math> (psi)</b>	12700			
<b><math>E</math></b>	1			

**Tabla II.121**

Sumando a este valor el sobreespesor por corrosión ( $C = 3$  mm), se tiene:

<b><math>\varepsilon \cong 3,7</math> mm</b>
--

### 1.3.3.2. – Dimensiones

Las dimensiones de los fondos se calculan a partir de las expresiones dadas de sus características técnicas:

$$R = D_0 \quad (50) \quad r = D_0/10 \quad (52)$$

$$H = 0,2 \cdot D_0 \quad (51) \quad h = 3,5 \cdot \varepsilon^F \quad (53)$$

donde

$\varepsilon^F$  = Espesor de fondo (mm)

$R=D_0$  = Diámetro externo recipiente (mm)

$r =$  Radio curvatura fondo (mm)

$H =$  Altura fondos sin la altura de la curvatura (mm)

$h =$  Altura de la curvatura del fondo toriesférico (mm)

Para ambos fondos y a partir del valor de  $\varepsilon^F$  calculado anteriormente, se tiene:

$\varepsilon^F$ (mm)	$h$ (mm)	$r$ (mm)	$R$ (mm)	$H$ (mm)
3,7	12,95	20,7	207	41,4

Tabla II.122

#### 1.3.3.3. – Construcción

Ambos fondos o cabezales son fabricados sin costura. Se construyen según indica el código ASME a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada.

#### 1.3.4. – Faldilla

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la carcasa; esta línea de transición denominada justamente línea de tangencia se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los fondos bombeados (y algunos cónicos) se construyen con una parte cilíndrica, denominada *pestaña* o *faldilla*, cuya altura mínima “h” varía según la Norma o Código de Cálculo utilizado, pero en general deberá ser no menor que el mayor de los siguientes valores con un valor máximo de  $h = 100$  mm:

$$h \geq 0,3 \cdot (d_0 \cdot \varepsilon^F)^{0,5}$$

$$h \geq 3 \cdot \varepsilon^F \quad (54)$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

siendo:

$$\varepsilon^F = \text{Espesor de fondo (mm)}$$

$$d_0 = \text{Diámetro externo recipiente (mm)}$$

Haciendo los cálculos para:

$$\left. \begin{array}{l} \varepsilon^F = 3,7 \text{ mm} \\ d_0 = 207 \text{ mm} \end{array} \right\}$$

Se obtienen los siguientes valores de h mínimos (mm):

h (mm)	h (mm)	<b>h (mm)</b>
8,302	11,1	<b>25</b>

Tabla II.123

Siendo el mayor de ellos  $h = 25 \text{ mm}$ , la altura mínima de la faldilla será por tanto de 25 mm.

### 1.3.5. – Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

#### 1.3.5.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo de la presión de prueba hidráulica según el código *ASME VIII División I*, se determina por:

$$P_{hmin} = 1,5 \cdot P_D \cdot \left[ \frac{\sigma_{m\acute{a}x,a}}{\sigma_{m\acute{a}x}} \right] \quad (86)$$

Donde:

- $P_{hmin}$  = Presión de prueba hidráulica mínima ( $Kg/cm^2$ )
- $P_D$  = Presión de diseño ( $Kg/cm^2$ )
- $\sigma_{m\acute{a}x,a}$  = Tensión máxima admisible del material a la temperatura ambiente ( $Kg/cm^2$ )
- $\sigma_{m\acute{a}x}$  = Tensión máxima admisible del material a la temperatura de diseño ( $Kg/cm^2$ )

La presión de diseño  $P_D$  fue calculada en el apartado 1.3.1.1. :  $3,5 \text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño para obtener la tensión máxima admisible del material fue calculada en el apartado 1.3.1.2.:  $135,791 \text{ }^\circ\text{C}$ , y la tensión máxima admisible para el acero al carbono SA-283 C es de  $12700 \text{ psi}$  en el intervalo de temperaturas de  $-20$  a  $650 \text{ }^\circ\text{F}$  ( $343,33 \text{ }^\circ\text{C}$ ), luego :  $\sigma_{m\acute{a}x,a} = \sigma_{m\acute{a}x} = 12700 \text{ psi} = 892,89 \text{ Kg/cm}^2$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (86) , la presión mínima de prueba hidráulica que se obtiene es:  $5,25 \text{ Kg/cm}^2$



$P_D$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx,a}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$P_{\text{hmin}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )
3,5	892,89	892,89	<b>5,25</b>

Tabla II.124

### 1.3.5.2.- Presión de prueba periódica

El reglamento español de aparatos a presión (*RAP*) requiere, además de una prueba inicial, otra periódica a una presión de:

$$P_{\text{hmin}} = 1,3 \cdot P_D \cdot \frac{\sigma_{\text{máx,a}}}{\sigma_{\text{máx}}} \quad (87)$$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (87) , la presión mínima de prueba periódica que se obtiene es: 4,55 Kg/cm<sup>2</sup>

$P_D$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx,a}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$P_{\text{hmin}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )
3,5	892,89	892,89	<b>4,55</b>

Tabla II.125

## 2 – DEPÓSITO DE DESTILADO

A efectos de diseño, este equipo queda fuera del objetivo y alcance del presente proyecto, de modo que en función de las necesidades particulares de este proceso se seleccionará y se propondrá un depósito adecuado dentro de los que se ofrecen en el mercado.

La función de dicho depósito será la de recoger y por tanto almacenar el producto destilado que se obtiene por cabezas como producto final. En primer lugar recogerá el destilado obtenido a partir de la primera destilación que se prevé que será del orden de 340 L (339,3 L exactamente según se observa en la tabla II.39). Una vez culmine la destilación de la primera fracción, dicho depósito será vaciado para proceder a recoger el destilado procedente de la segunda destilación, el cual se estima que sea de unos 200 L (198,86 L exactamente , ver tabla II.69).

En base a estas predicciones, se sabe que el depósito que se requiere debe ser capaz de albergar al menos 340 L de líquido, y en función de esta capacidad mínima se ha seleccionado un depósito cilíndrico con base de 500 litros de capacidad y de la marca comercial *AFFINITY* concretamente el modelo *500 AF*:



Fig. II.31

Las dimensiones del mismo son las siguientes:

*Altura: 1450 mm*

*Diámetro: 850 mm*

El resto de características se observan en la siguiente tabla proporcionada por el fabricante para tanques de distintas capacidades:

Modelo	Capacidad	Diámetro	Altura	Peso	Espesor
<b>500 AF</b>	<b>500 Lts</b>	<b>850 mm</b>	<b>1450 mm</b>	<b>15 Kg.</b>	<b>0.5 mm</b>
750 AF	750 Lts	850 mm	1700 mm	20 Kg.	0.5 mm
1000 AF	1000 Lts	970 mm	1700 mm	27 Kg.	0.6 mm
1500 AF	1500 Lts	970 mm	2300 mm	40 Kg.	0.7 mm
2000 AF	2000 Lts	1180 mm	2300 mm	60 Kg.	0.7 mm

Tabla II.126

Entre las particularidades del depósito se pueden destacar las siguientes:

- Cilíndrico de una sola pieza con tapa de inspección en la parte superior de 420 mm de diámetro.
- Posee base soporte con tornillos de amarre al tanque, todo en acero inoxidable
- La base posee en cada pata una planchuela agujereada para poder atornillarlo al plano de apoyo.
- Es liviano, fácil de colocar y transportar.
- Calidad inoxidable antimagnético AISI 304
- Atóxico, no transmite olores ni sabores de productos químicos
- Higiénico, sus paredes interiores lisas impiden la formación de mohos y bacterias.
- Alta resistencia a la corrosión.

## CAPÍTULO 4: DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

### 1- TANQUE ALIMENTACIÓN ENCAMISADO

La mezcla inicial de aceites de fusel que se va a llevar a ebullición es introducida en un depósito externo a la columna, en el cual mediante un encamisado de vapor se conseguirá aportar el calor necesario para dicho fin.

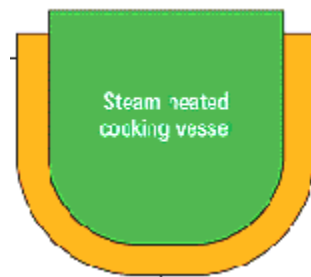


Fig. II.32

#### 1.1. - Dimensiones

##### 1.1.1. Tanque

El tanque será de forma cilíndrica y disposición vertical. En sus dos extremos se soldarán dos cabezales elipsoidales.

Para calcular las dimensiones del mismo se tomará como base la capacidad máxima de diseño, la cual se estima incrementando un 10% la capacidad necesaria para albergar la carga de líquido inicial. Como el volumen de mezcla inicial es 1800 Litros, el tanque se diseñará con una capacidad igual a 2000 litros:

$$\text{Volumen}_{\text{diseño}} = 1,1 \cdot \text{Volumen}_{\text{inicial}} \quad (57)$$

$$\text{Volumen}_{\text{inicial}} = 1800 \text{ L}$$

$$\text{Volumen}_{\text{diseño}} = 1980 \text{ L} \approx 2000 \text{ L}$$

<b>Volumen = 2000 L</b>
-------------------------

Para calcular la altura (h) y el diámetro (d), se fija que la relación óptima entre ambos parámetros es de aproximadamente 1,5:

$$h/d = 1,5 \quad (58)$$

La expresión del volumen de un cilindro, despreciando el volumen de los cabezales, viene dado por:

$$\text{Volumen} = \pi \cdot r^2 \cdot h \quad (55)$$

sabiendo que la capacidad de diseño es de 2000 L, se tiene:

Volumen (m <sup>3</sup> )	r (m)	h (m)
2	0,6	1,8

Tabla II.127

Donde:

*Volumen* = Volumen o capacidad máxima del tanque

*r* = Radio interior del tanque

*h* = Altura del tanque

Este volumen corresponde exclusivamente a la parte cilíndrica del tanque, es decir, el volumen total del tanque será el volumen anterior más el volumen de los fondos superior e inferior.

#### 1.1.1.1. - Fondos

Los encamisados pueden fabricarse para fondos cónicos y fondos elípticos, por tanto para el caso de nuestro tanque los cabezales o fondos serán de tipo elíptico o elipsoidal:

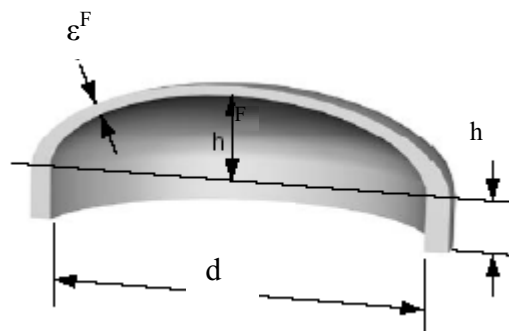


Fig. II.33

Donde:

$\varepsilon^F$  = espesor pared de fondo (mm)

$d$  = Diámetro del tanque (m)

$h^F = \text{Altura del fondo (m)}$

$h = \text{Altura pestaña o faldilla (mm)}$

El espesor del fondo se calculará en el apartado 1.4.3. de diseño mecánico.

Para poder estimar el volumen total del tanque interesa conocer tanto  $h^F$  como  $h$ :

La altura del fondo  $h^F$ , se calcula como sigue:

$$h^F = 1/4 d \quad (59)$$

Siendo  $d = 2 \cdot 0,6 = 1,2$  m:

$$\mathbf{h^F = 0,3 m}$$

La altura  $h$  de la *pestaña* o *faldilla* se calcula en el diseño mecánico (apartado 1.4.4.) a partir del espesor de fondo, resultando ser:

$$\mathbf{h = 25 mm}$$

### 1.1.2. Camisa

La camisa por la que circula el fluido calefactor, rodea al tanque a lo largo de la carcasa de este y el cabezal elíptico del extremo inferior del tanque. El espacio anular ( $j$ ) comprendido entre la pared exterior del tanque y la pared interior de la camisa es de 60 mm:

$$\mathbf{j = 60 mm}$$

Dentro de la clasificación que hace el *Código Asme Sección VIII División I* en su *Apéndice 9* de los distintos tipos de camisas, esta se corresponde con las camisas denominadas de Tipo 2:

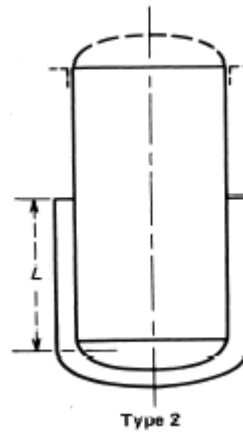


Fig. II.34

La única diferencia es que en este caso la camisa se extiende cubriendo la totalidad de la carcasa. Es decir, la altura de la camisa ( $h=L$ ) será igual a la suma de la altura de la pestaña o faldilla (25 mm) más la longitud de la parte cilíndrica (1,8 m):

$$L = 1825 \text{ mm}$$

El radio interior de la camisa será la suma del radio exterior de la carcasa del tanque (que se calcula en el apartado 1.5.2.2.) y el espacio anular  $j$  (60 mm):

$$r = 665 \text{ mm}$$

## 1.2. – Fluido calefactor

El fluido caliente que se utilizará para calentar la mezcla en el tanque encamisado será *VAPOR DE AGUA* procedente de un circuito interno a una presión de 2 atmósferas, y a una temperatura de entrada de 120 °C. El caudal másico óptimo seleccionado se ha fijado en 6000 Kg/h.

La temperatura de salida del mismo se calcula en el apartado 1.3.4.2. resultando ser 28,55 °C.

**Fluido calefactor:**

Vapor de agua

 $T_1 = 120 \text{ }^\circ\text{C}$  $T_2 = 28,55 \text{ }^\circ\text{C}$  $P = 2 \text{ atm}$ 

Caudal = 6000 kg/h

**1.3. – Transmisión de calor**

El estudio fundamental de la ebullición ha demostrado que la diferencia de temperatura  $\Delta t$  entre el fluido que calienta y el líquido a vaporizar debería ser inferior a un umbral específico a partir del cual el flujo de calor por unidad de área ( $\Theta = q' / A$ ) decrece muy rápidamente y aparece la calefacción.. Las limitaciones que se admiten son las siguientes:

- Flujo máximo admisible ( $\Theta_{m\acute{a}x}$ ):

*Líquidos orgánicos:*  $\Theta_{m\acute{a}x} < 54000 \text{ Kcal/h m}^2$  (circulación forzada)

$\Theta_{m\acute{a}x} < 32000 \text{ Kcal/h m}^2$  (circulación natural)

*Agua:*  $\Theta_{m\acute{a}x} < 54000 \text{ Kcal/h m}^2$  (circulación forzada o natural)

En base a estas limitaciones expuestas de la transmisión de calor, se buscará el diseño óptimo del mismo.

**1.3.1.- Calor intercambiado**

En el cálculo de la transmisión de calor entre el fluido frío y el caliente, se deberá tener en cuenta también que la carga total de calor se divide en calor sensible ( $q_s$ ) y calor latente para la ebullición ( $q_v$ ):.

$$\text{Calor total (Kcal):} \quad q = q_s + q_v \quad (60)$$



Siendo:

$$\begin{array}{l}
 q_s = m_f \cdot C_{p_f}(t_2 - t_1) \\
 q_v = m_f \cdot \lambda
 \end{array}
 \quad \longrightarrow \quad
 \boxed{q = m_f \cdot C_{p_f}(t_2 - t_1) + m_f \cdot \lambda} \quad (61)$$

Donde:

$q$  = Calor total intercambiado (Kcal / h)

$m_f$  = Caudal másico del fluido frío (Kg / h)

$C_{p_f}$  = Calor específico a presión constante del fluido frío (Kcal / Kg °C)

$\lambda$  = Calor latente de vaporización del fluido frío (Kcal / Kg)

$t_1$  = Temperatura de entrada del fluido frío (°C)

$t_2$  = Temperatura de salida del fluido frío (°C)

Por otro lado, se deberá hacer el cálculo del calor tanto para el primer como para el segundo fraccionamiento, siendo la suma de ambos el calor total que es necesario aportar en nuestro proceso:

$$q_{\text{TOTAL}} = q (1^\circ \text{ Fr.}) + q (2^\circ \text{ Fr.}) \quad (62)$$

Dado que el proceso no opera en modo continuo sino en discontinuo o batch, no se puede hablar de caudal másico de fluido frío  $m_f$  (Kg / h), sino de masa de fluido frío (Kg) ya que toda la mezcla inicial se carga desde el principio. De este modo el calor que se calcule vendrá dado en Kcal y no en Kcal /h, y será el calor total necesario para calentar la totalidad de la mezcla a la temperatura de ebullición.

#### 1<sup>er</sup> Fraccionamiento:

- $t_1$  es la temperatura de carga de la mezcla inicial (20 °C)
- $t_2$  será la temperatura de ebullición de la mezcla a vaporizar: 107,45 °C (ver tabla II.39).
- La masa del fluido frío  $m_f$  (Kg) es la cantidad de mezcla inicial de aceites de fusel (tabla II.2)
- $C_{p_f}$  (Kcal / Kg °C) será el calor específico medio entre el calor específico a la temperatura de entrada del fluido frío ( $t_1$ ) y la temperatura de salida del

mismo ( $t_2$ ). Se calcula mediante la expresión (18) dada en el apartado 1.1.1.2. Cáp. 2, con los valores de la tabla II.24 en ( J/mol K ). Una vez calculado  $C_p$  en J/mol K se divide entre el peso molecular medio (tabla II.5) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías para finalmente obtener  $C_p$  en Kcal /Kg °C.

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (18)$$

donde  $C_p$  viene dado en J/mol K y la temperatura T en grados Kelvin.

$t_1$ (°C)	$t_2$ (°C)	$t_{media}$ (°C)	$t_{media}$ (K)
20	107,45	63,725	336,875

Tabla II.128

$t_{media}$ (K) = 336,875			
Componentes puros	$C_{pi}$	$x_i$	$C_{pi} \cdot x_i$
ETANOL	71,670	0,0647	4,640
AGUA	20,338	0,4544	9,243
ISOBUTANOL	135,704	0,0488	6,623
2-METIL-1-BUTANOL	145,559	0,1079	15,719
3-METIL-1-BUTANOL	145,594	0,3239	47,171
<b>Mezcla:</b>			<b><math>C_p = 83,397</math> (J/mol K)</b>

Tabla II.129

$P_m$ (Kg/Kmol)	$C_p$ (J/mol K)	$C_p$ (J/Kg K)	$C_{pr}$ (Kcal/kg °C)
52,867	83,397	1577,485	<b>0,3754</b>

Tabla II.130

- $\lambda$  (Kcal /Kg) es el calculado en el apartado 1.1.1.2. Cáp.2 en J/mol. Para obtenerlo en Kcal/Kg se divide entre el peso molecular medio (tabla II.5) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías:

$P_m$ (Kg/Kmol)	$\lambda$ (J/mol)	$\lambda$ (Kcal / Kg)
52,867	40835,828	184,454

Tabla II.131

Todos los valores se muestran en la siguiente tabla:

$t_2$ (°C)	$t_1$ (°C)	$\lambda$ (Kcal/Kg)	$C_{p_f}$ (Kcal/kg °C)	$m_f$ (Kg)
107,45	20	184,454	0,3754	1499,4

Tabla II.132

Sustituyendo estos datos en la ecuación (61) se obtienen los siguientes resultados:

$q_v$ (Kcal)	$q_s$ (Kcal)	$q$ (Kcal)
276571,482	49228,832	<b>325800,315</b>

Tabla II.133

### 2º Fraccionamiento

- $t_1$  es la temperatura de carga de la mezcla inicial que se corresponde con la temperatura del producto de colas del 1<sup>er</sup> fraccionamiento (ver tabla II.69)
- $t_2$  será la temperatura de ebullición de la mezcla a vaporizar, que coincide con la temperatura de entrada  $t_1$ .
- La masa del fluido frío  $m_f$  (Kg) es en este caso la masa del producto de colas que prevalece tras la obtención de la primera fracción. Se calcula a partir de los moles de colas del 1<sup>er</sup> fraccionamiento y el peso molecular medio del producto de colas (tabla II.39). Es decir:

B (Kmol)	$\bar{P}_{mB}$ (Kg/Kmol)	$m_f$ (Kg)
13,953	84,884	<b>1184,43</b>

Tabla II.134

$$\text{Donde : } m_f (\text{Kg}) = B (\text{Kmol}) \cdot \overline{P_{mB}} (\text{Kg/Kmol}) = 1184,43$$

- $C_{p_f}$  (Kcal / Kg °C) será el calor específico medio entre el calor específico a la temperatura de entrada del fluido frío ( $t_1$ ) y la temperatura de salida del mismo ( $t_2$ ), como ambas coinciden  $C_{p_f}$  es el calculado para el 2º fraccionamiento en el apartado 1.2.1.2. Cáp. 2 en ( J/mol K ). Una vez calculado  $C_p$  en J/mol K se divide entre el peso molecular medio (ver tabla anterior) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías para finalmente obtener  $C_p$  en Kcal /Kg °C.

$\overline{P_m}$ (Kg/Kmol)	$\overline{C_p}$ (J/mol K)	$\overline{C_p}$ (J/Kg K)	$C_{p_f}$ (Kcal/kg °C)
84,884	161,85	1906,75	<b>0,4538</b>

Tabla II.135

- $\lambda$  (Kcal /Kg) es el calculado en el apartado 1.2.1.2. Cáp.2 en J/mol. Para obtenerlo en Kcal/Kg se divide entre el peso molecular medio (ver tabla anterior) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías:

$\overline{P_m}$ (Kg/Kmol)	$\lambda$ (J/mol)	$\lambda$ (Kcal / Kg)
84,884	39827,90	112,045

Tabla II.136

Todos los valores se muestran en la siguiente tabla:

$t_2$ (°C)	$t_1$ (°C)	$\lambda$ (Kcal/Kg)	$C_{p_f}$ (Kcal/kg °C)	$m_f$ (Kg)
126,85	126,85	112,045	0,4538	1184,43

Tabla II.137

Sustituyendo estos datos en la ecuación (61) se obtienen los siguientes resultados:

$q_v$ (Kcal)	$q_s$ (Kcal)	$q$ (Kcal)
132710,361	0	<b>132710,361</b>

Tabla II.138

El calor total vendrá dado entonces por la suma de los valores calculados para cada una de las fracciones:

	<b>q<sub>v</sub> (Kcal)</b>	<b>q<sub>s</sub> (Kcal)</b>	<b>q (Kcal)</b>
<b>1<sup>er</sup> Fraccionamiento</b>	276571,482	49228,832	<b>325800,315</b>
<b>2<sup>o</sup> Fraccionamiento</b>	132710,361	0	<b>132710,361</b>
<b>TOTAL</b>	<b>409281,84</b>	<b>49228,83</b>	<b>458510,676</b>

Tabla II.139

### 1.3.2.- Coeficiente global de transmisión de calor (U)

Para simplificar los cálculos se supone que el valor del coeficiente global de transmisión de calor (U) se mantiene constante durante todo el proceso.

En la literatura se dispone de pocos datos para predecir los coeficientes dentro de una camisa o entre la camisa y un líquido contenido en un recipiente cilíndrico vertical en el que no se cuenta con agitación mecánica. Para el calentamiento o enfriamiento de soluciones orgánicas, se estima (*Colburn*) que el rango más probable de los coeficientes globales de la transmisión de calor es de 10 a 20 BTU / (ft<sup>2</sup> · h · °F).

Para este diseño se tomará el valor medio de ese intervalo: U = 15 BTU / (ft<sup>2</sup> · h · °F). Haciendo una conversión de unidades:

$$U = 73,236 \text{ Kcal} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C})$$

### 1.3.3. – Área de intercambio (A)

El área total a través de la cual se ponen en contacto el fluido caliente que circula por la camisa que rodea al tanque y el fluido frío que se encuentra en su interior, será el área correspondiente a las paredes del tanque. Es decir:

$$A = 2 \pi r h \quad (63)$$

Donde:

$A = \text{Área de intercambio paredes tanque (m}^2\text{)}$

$r = \text{Radio del tanque (m)}$

$h = \text{Altura del tanque (m)}$

r (m)	h (m)	A (m <sup>2</sup> )
0,6	1,8	6,786

Tabla II.140

#### 1.3.4.- Flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ )

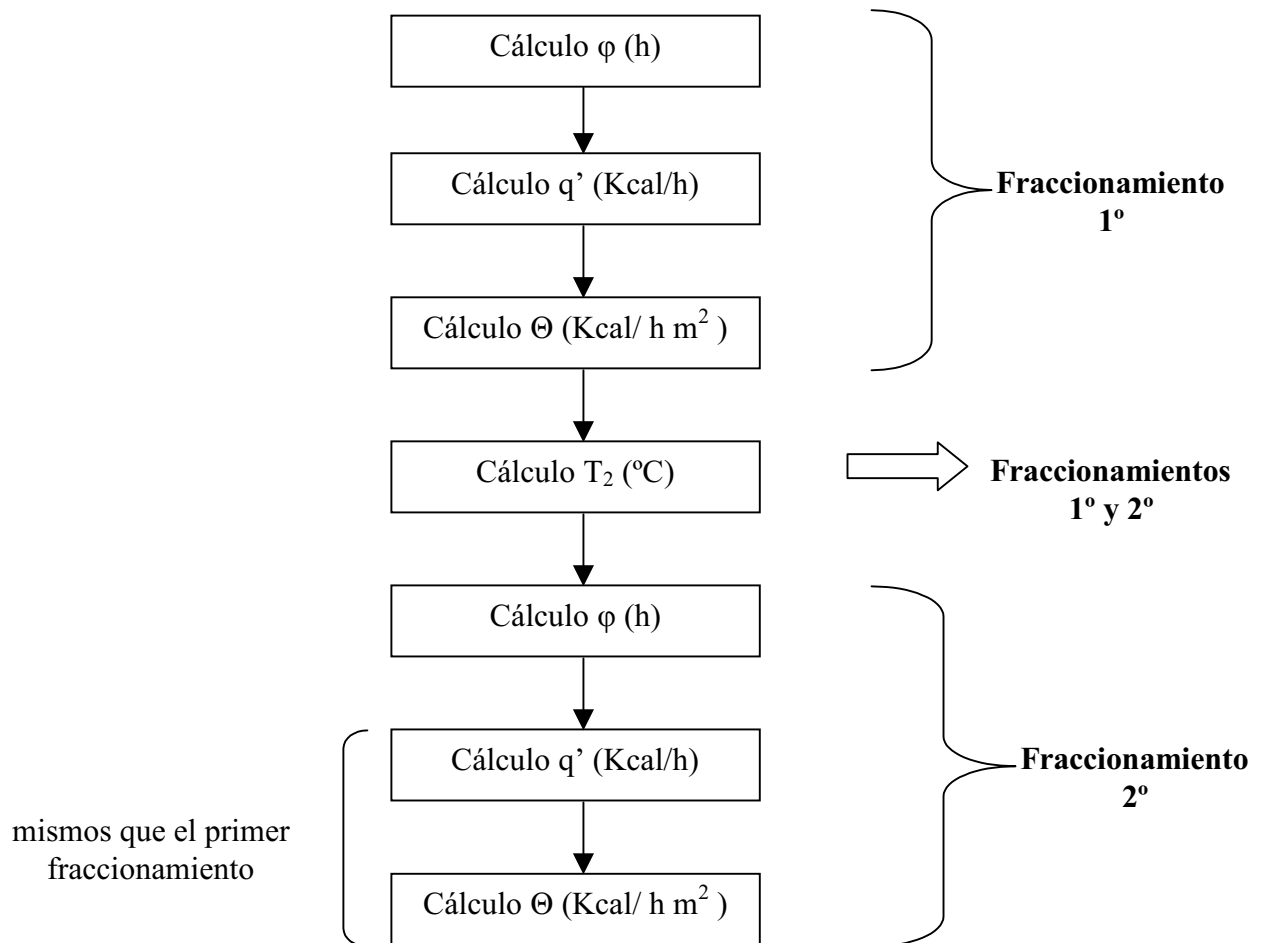
Dado que la operación transcurre en modo discontinuo, para el cálculo de esta variable se necesita conocer primero el flujo de calor  $q'$  (Kcal/h) para cada una de las fracciones a tratar, el cual se estima a partir del tiempo de operación de cada una de ellas. El problema es que, como se verá más adelante, en principio solamente se podrá calcular el tiempo de calentamiento para el caso del primer fraccionamiento.

Por esto, lo que se hará será hacer los cálculos inicialmente para el 1<sup>er</sup> fraccionamiento, y con estos hallar la temperatura de salida del fluido calefactor. Conociendo dicha temperatura de salida y suponiendo que el flujo de calor es el mismo para las dos destilaciones, se puede estimar el tiempo de operación para el caso del segundo fraccionamiento.

De la suposición de que el flujo de calor es el mismo en el caso de las dos fracciones, se deriva el que el flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ ) sea también el mismo.

#### Procedimiento

A continuación se presenta de forma esquemática el procedimiento de cálculo que se va a seguir para el cálculo del flujo de calor, el flujo de calor por unidad de área así como el tiempo necesario de operación para cada una de las fracciones, y la temperatura de salida del fluido calefactor que será la misma para ambas fracciones:



Donde:

- $\varphi$  = *Tiempo de operación (h)*
- $q'$  = *Flujo de calor intercambiado (Kcal/h)*
- $\Theta = q' / A$  = *Flujo de calor por unidad de área (Kcal/ h m<sup>2</sup>)*
- $T_2$  = *Temperatura de salida del fluido caliente (°C)*

De este procedimiento seguido para el cálculo del tiempo de operación del segundo fraccionamiento, se deriva el hecho de que forzosamente tanto el flujo de calor como el flujo de calor por unidad de área sean los mismos que los del primer fraccionamiento.

### 1.3.4.1. 1<sup>er</sup> Fraccionamiento

#### Tiempo de operación ( $\phi$ ):

Dado que los recipientes encamisados son fundamentalmente aparatos para procesar lotes, la diferencia de temperatura durante el proceso de calentamiento no es constante, será distinta para cada instante de tiempo.

Por tanto no se puede hacer uso de las ecuaciones convencionales de la transmisión de calor que admiten régimen isotérmico, se debe utilizar una ecuación de estado *inestable* apropiada que tome en consideración el tiempo requerido para cambiar la temperatura del lote y emplee una diferencia de temperatura que varíe con el tiempo:

$$\text{Ln} \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{U A \phi}{W C_{pf}} \quad (64)$$

Donde:

- $T_1$  = Temperatura del fluido caliente de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $t_1$  = Temperatura del fluido frío de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $t_2$  = Temperatura del fluido frío de salida ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $U$  = Coeficiente global de transferencia de calor ( $\text{Kcal}/\text{h m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$ )
- $A$  = Área de intercambio ( $\text{m}^2$ )
- $W$  = Masa del fluido en el tanque ( $\text{Kg}$ )
- $C_{pf}$  = Calor específico del fluido frío ( $\text{Kcal}/\text{Kg } ^{\circ}\text{C}$ )
- $\phi$  = Tiempo de calentamiento ( $h$ )

Se realiza el cálculo para el primer fraccionamiento, ya que en el caso del segundo, la mezcla ya se encuentra a su temperatura de ebullición:  $t_1 = t_2$  con lo cual el logaritmo neperiano sería cero y por tanto el tiempo  $\phi$  sería nulo.



Por tanto lo que hay que determinar es el tiempo que se necesitará para calentar la mezcla inicial desde temperatura ambiente (20 °C) hasta su temperatura de ebullición (107,45 °C):

Se conocen todos los parámetros excepto  $\phi$ , como se muestra a continuación:

FRACCIONAMIENTO 1°						
T <sub>1</sub> (°C)	t <sub>1</sub> (°C)	t <sub>2</sub> (°C)	U (Kcal/ (m <sup>2</sup> h °C)	A (m <sup>2</sup> )	W(Kg)	C <sub>pf</sub> (Kcal/Kg °C)
120	20	107,45	73,236	6,786	1499,4	0,3754

Tabla II.141

Despejando  $\phi$  de la expresión (64) y sustituyendo los valores anteriores se tiene que  $\phi = 2,35$  h:

$$\phi = 2\text{h } 20\text{ min}$$

Flujo de calor (q'):

Conociendo el tiempo de calentamiento, se puede promediar el calor total intercambiado (calculado en el apartado 1.3.1.) y calcular el flujo de calor total intercambiado (solamente para el caso del primer fraccionamiento, pues para el segundo el tiempo de calentamiento es nulo).

$$q' \text{ (Kcal/h)} = q \text{ (Kcal)} / \phi \text{ (h)} \quad (65)$$

El flujo de calor promediado en el tiempo para calentar la carga del primer fraccionamiento a su temperatura de ebullición es de 138583,17 Kcal/h:

FRACCIONAMIENTO 1°		
q (Kcal)	$\phi$ (h)	q' (Kcal/h)
325800,315	2,35	138583,17

Tabla II.142

Flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ ):

Este valor se calcula dividiendo el flujo de calor obtenido en el apartado anterior por el área de intercambio (apartado 1.3.3.)

Una vez calculado el flujo de calor por unidad de área, se debe comprobar que se cumplen las restricciones de la transmisión de calor en ebullición, que para el caso de líquidos orgánicos en circulación natural el flujo máximo admisible era de:  $\Theta_{\text{máx}} = 32000 \text{ Kcal/h m}^2$ . Luego  $q'/A$  deberá ser menor que ese valor.

$$\Theta \text{ (Kcal/h m}^2\text{)} = q' \text{ (Kcal/h)} / A \text{ (m}^2\text{)} \quad (66)$$

FRACCIONAMIENTO 1°		
q' (Kcal/h)	A (m <sup>2</sup> )	$\Theta$ (Kcal / h m <sup>2</sup> )
138583,17	6,786	20422,4

Tabla II.143

Se verifica que el flujo de calor por unidad de área es menor que el flujo máximo admisible para las condiciones que nos respectan:

$$20422,4 \text{ Kcal/h m}^2 < 32000 \text{ Kcal/h m}^2$$

*1.3.4.2.- Temperatura salida fluido caliente ( $T_2$ )*

La temperatura de salida del fluido caliente ( $T_2$ ), vapor de agua en este caso, se puede obtener a partir de la siguiente expresión:

$$q' = m_h \cdot C_{ph} \cdot (T_1 - T_2) \quad (67)$$

Donde:

$q'$  = Flujo de calor total intercambiado (Kcal / h)

$m_h$  = Caudal másico del fluido caliente (Kg / h)

$C_{ph}$  = Calor específico a presión constante del fluido caliente (Kcal / Kg °C)

$T_1$  = Temperatura de entrada del fluido caliente (°C)

$T_2 = \text{Temperatura de salida del fluido caliente } (^{\circ}\text{C})$

El inconveniente que se encuentra es que el calor específico a presión constante  $C_{ph}$  ha de calcularse a la temperatura media entre la entrada y la salida, para lo cual se necesita conocer primero  $T_2$ . Para solucionarlo, se debe hacer un cálculo iterativo de la siguiente manera:

1º- Se calcula  $C_{ph}$  a la temperatura de entrada, y con este valor se calcula  $T_2$

2º- Se hace la media entre  $T_2$  calculado en el paso anterior y  $T_1$ , se calcula  $C_{ph}$  para esta nueva temperatura, y con este valor se calcula un nuevo valor de  $T_2$

3º- Se vuelve a hacer la media entre  $T_2$  calculado en el paso anterior y  $T_1$ , y se calcula  $C_{ph}$  para esta nueva temperatura.

El proceso iterativo se detendrá cuando coincidan  $C_{ph}$  de un paso con el del paso anterior y lo mismo con las temperaturas de salida  $T_2$ .

Para el cálculo de  $C_{ph}$  (Kcal / Kg  $^{\circ}\text{C}$ ) se utiliza la expresión (18) dada en el apartado 1.1.1.2. Cáp. 2 con los valores de la tabla II.24 para el agua en (J/mol K). Una vez calculado  $C_{ph}$  en J/mol K se divide entre el peso molecular del agua (18 Kg/Kmol) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías para finalmente obtener  $C_{ph}$  en Kcal /Kg  $^{\circ}\text{C}$ .

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (18)$$

donde  $C_p$  viene dado en J/mol K y la temperatura T en grados Kelvin.

Para:

$$\left| \begin{array}{l} T_1 (^{\circ}\text{C}) = 120 \\ m_h (\text{Kg/h}) = 6000 \\ q' (\text{Kcal/h}) = 138583,17 \end{array} \right.$$

Los resultados se exponen en la siguiente tabla:

Nº Iterac.	T <sub>media</sub> (°C)	T <sub>media</sub> (K)	C <sub>ph</sub> (J/mol K)	C <sub>ph</sub> (Kcal/ Kg °C)	T <sub>2</sub> (°C)
1	120,00	393,15	12,775	0,16891	-16,74
2	51,63	324,78	21,658	0,28637	39,35
3	79,67	352,82	18,438	0,24379	25,26
4	72,63	345,78	19,300	0,25519	29,49
5	74,74	347,89	19,045	0,25182	28,28
6	74,14	347,29	19,118	0,25279	28,63
7	74,31	347,46	19,097	0,25250	28,53
8	74,26	347,41	19,103	0,25259	28,56
9	74,28	347,43	19,101	0,25256	28,55
10	74,27	347,42	19,102	0,25257	<b>28,55</b>

Tabla II.144

Por tanto, la temperatura de salida del vapor de agua condensado será de:

$$T_2 = 28,55 \text{ °C}$$

#### 1.3.4.3.- 2º Fraccionamiento

Tiempo de operación ( $\phi$ ):

La expresión (67) se puede escribir de la forma:

$$q = m_h \cdot C_{ph} \cdot (T_1 - T_2) \cdot \phi \quad (67)$$

Lo que se ha hecho es multiplicar ambos miembros de la ecuación por el tiempo  $\phi$ . La única diferencia que existe con respecto a la primera es que en este caso  $q$  viene dado en Kcal y no en Kcal/h y por tanto sí es conocido (apartado 1.3.1.). El resto de las variables también son conocidas :

<b>q (Kcal)</b>	<b>m<sub>h</sub> (Kg/h)</b>	<b>C<sub>ph</sub> (Kcal/ Kg °C)</b>	<b>T<sub>1</sub> (°C)</b>	<b>T<sub>2</sub> (°C)</b>
132710,36	6000	0,25257	120	28,55

Tabla II.145

Despejando  $\phi$  y sustituyendo los valores anteriores:  $\phi = 0,958$  h

<b><math>\phi \approx 57</math> min</b>
---

Flujo de calor:

El procedimiento seguido para este cálculo implica que el flujo de calor para el segundo fraccionamiento coincida con el calculado para el caso del primero:

$$q' \text{ (Kcal/h)} = q \text{ (Kcal)} / \phi \text{ (h)} \quad (65)$$

<b>FRACCIONAMIENTO 2°</b>		
<b>q (Kcal)</b>	<b><math>\phi</math> (h)</b>	<b>q' (Kcal/h)</b>
132710,36	0,958	138583,17

Tabla II.146

Flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ ):

Puesto que tanto el flujo de calor  $q'$  (Kcal/h) como el área  $A$  (m<sup>2</sup>) son los mismos que en el caso del primer fraccionamiento, el flujo de calor por unidad de área  $\Theta$  (Kcal/h m<sup>2</sup>) será también el mismo.

$$\Theta \text{ (Kcal/h m}^2\text{)} = q' \text{ (Kcal/h)} / A \text{ (m}^2\text{)} \quad (66)$$

<b>FRACCIONAMIENTO 2°</b>		
<b>q' (Kcal/h)</b>	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	<b><math>\Theta</math> (Kcal / h m<sup>2</sup>)</b>
138583,17	6,786	<b>20422,4</b>

Tabla II.147

Se verifica que el flujo de calor por unidad de área es menor que el flujo máximo admisible para las condiciones que nos respectan:

$$20422,4 \text{ Kcal/h m}^2 < 32000 \text{ Kcal/h m}^2$$

### 1.3.5. Resumen resultados

A continuación se resumen en una tabla los resultados obtenidos de la transmisión de calor:

<b>m<sub>h</sub> (Kg/h)</b>	6000
<b>T<sub>1</sub> (°C)</b>	120
<b>T<sub>2</sub> (°C)</b>	28,55
<b>U (Kcal/ (m<sup>2</sup> h °C)</b>	73,236
<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	6,786
<b>q' (Kcal/h)</b>	138583,17
<b>Θ (Kcal / h m<sup>2</sup>)</b>	20422,4

Tabla II.148

	<b>FRACCIONAMIENTO 1°</b>	<b>FRACCIONAMIENTO 2°</b>
<b>t<sub>1</sub> (°C)</b>	20	126,85
<b>t<sub>2</sub> (°C)</b>	107,45	126,85
<b>q (Kcal)</b>	325800,315	132710,36
<b>W (Kg)</b>	1499,4	1184,4
<b>φ (h)</b>	2,35	0,958

Tabla II. 149

## 1.4.- Diseño mecánico

Los criterios de diseño que se utilizan en este apartado son los reflejados en el *Código ASME Sección VIII División I*, para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

Tanto el fondo o cabezal inferior como la carcasa del tanque, se encuentran rodeados por la camisa que contiene el vapor de calentamiento, por tanto se encuentran sometidos a una presión externa de 2 atmósferas. El diseño mecánico de estos dos componentes se hará en función de dicha presión externa.

Sin embargo el cabezal superior no se encuentra rodeado por la camisa, y por tanto no se encuentra sometido a presión externa. Este cabezal se diseñará bajo presión interna.

### 1.4.1.- Datos básicos

#### 1.4.1.1. – Presión de diseño

Habrá que definir dos presiones de diseño distintas, una para el diseño de los componentes que se encuentran sometidos a presión externa (carcasa y cabezal inferior) , y otra para los que se encuentran bajo presión interna (cabezal superior).

#### Interna:

La presión de diseño interna debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como el mayor de:

- \*  $P_D \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$
- \*  $P_D \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ Kg/cm}^2$
- \*  $P_D \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

La presión máxima de operación es:

$$P_{\text{máx}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,03322 \text{ Kg/cm}^2$$

Y la presión de diseño se calcula como:

- a)  $P_D = 1,1 \cdot P_{\text{máx}} = 1,1365 \text{ Kg/cm}^2$
- b)  $P_D = P_{\text{máx}} + 2 \text{ Kg/cm}^2 = 3,03322 \text{ Kg/cm}^2$
- c)  $P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

El mayor valor obtenido es el último, luego:

$$\begin{aligned}
 P_D &= 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = \\
 &= 3,387 \text{ atm} = \\
 &= 49,782 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Externa:

La presión de diseño externa debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como el mayor de:

- \*  $P_D \geq 1,1 \cdot P_{\text{máx}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$
- \*  $P_D \geq P_{\text{máx}} + 2 \text{ Kg/cm}^2$
- \*  $P_D \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

- Presión máxima de operación:

$$P_{\text{máx}} = 2 \text{ atm} = 202650 \text{ Pa} = 2,066 \text{ Kg/cm}^2$$

- Presión de diseño:

- d)  $P_D = 1,1 \cdot P_{\text{máx}} = 2,273 \text{ Kg/cm}^2$
- e)  $P_D = P_{\text{máx}} + 2 \text{ Kg/cm}^2 = 4,066 \text{ Kg/cm}^2$
- f)  $P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

El mayor valor obtenido es el segundo, luego:

$$\begin{aligned}
 P_D &= 4,066 \text{ Kg/cm}^2 = \\
 &= 3,935 \text{ atm} = \\
 &= 57,838 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

*1.4.1.2. – Temperatura de diseño*

La temperatura de diseño debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$



La máxima temperatura que se origina durante la operación en el tanque es la temperatura de colas del segundo fraccionamiento:

$$T_{\text{máx}} = 404,477 \text{ K} = 131,327 \text{ °C}$$

- Temperatura de diseño:

$$T_D = T_{\text{máx}} (\text{°C}) + 20\text{°C} = 151,327 \text{ °C}$$

Luego:

$\begin{aligned} T_D &= 151,327 \text{ °C} = \\ &= 424,477 \text{ K} = \\ &= 304,388 \text{ °F.} \end{aligned}$
---

#### 1.4.1.3.- Material

El material de construcción seleccionado para el tanque encamisado es el ACERO AL CARBONO SA-516 grado 60 que se utiliza en la construcción de tanques para servicios de baja y media temperatura (temperaturas de diseño hasta 775 °F).

#### 1.4.2.- Carcasa

La carcasa tendrá forma cilíndrica y disposición vertical.

El espesor de la misma se calculará bajo la presión externa provocada por la camisa de vapor que rodea al tanque.

El procedimiento de cálculo para carcasas cilíndricas de relación  $d_0/\varepsilon \geq 10$  es el que sigue: (Donde  $d_0$  = Diámetro externo y  $\varepsilon$  = Espesor pared)

1°.- Se estima un espesor inicial  $t$  según especificaciones

2°.- Se determinan los valores de las siguientes relaciones geométricas:

$$l/d_0 \text{ y } d_0/\varepsilon$$

(Donde  $l$  = Longitud )

3°.- Con las relaciones geométricas anteriores y utilizando la gráfica de la figura II.35 se determina el valor del factor  $A'$

4°.- Tomando el valor de A' y utilizando la gráfica relativa al material (aceros al carbono), se calcula el valor de B' en función de la temperatura de diseño.

5°.- Se calcula la presión externa máxima admisible  $P_A$  según la expresión:

$$P_A \text{ (psi)} = \frac{4 \cdot B'}{3 \cdot (d_0/\varepsilon)} \quad (68)$$

6°.- Una vez calculada la máxima presión externa admisible se compara con la de diseño:

*Si  $P_A \geq P_D$  : Espesor inicial válido*

*Si  $P_A \leq P_D$  : Espesor inicial no válido, se procede a aumentar el valor del mismo y recalculamos  $P_A$ , o bien instalar unos anillos rigidizadores colocados circunferencialmente alrededor del recipiente y a una distancia tal que su efecto se solape entre ellos.*

#### 1.4.2.1. – Espesor

##### 1°.- Espesor inicial

Se estima un espesor inicial según las especificaciones para el caso del acero al carbono:

$$\text{Especificación: } \varepsilon_{\text{a.c.}} = 5 + C \text{ (mm)}$$

C = Sobreespesor de corrosión = 3mm

Luego:

**Espesor inicial:  $\varepsilon = 8 \text{ mm (0,315 in)}$**

##### 2°.- $1/d_0$ y $d_0/\varepsilon$

$d_0 = \text{Diámetro externo}$

$\varepsilon = \text{Espesor inicial}$

$l = \text{Longitud carcasa}$

El diámetro externo  $d_0$  se calcula a partir del diámetro interno  $d$  (apartado 1.1.) y el espesor inicial:

$$d_0 = d + 2 \varepsilon \quad (48)$$

d (mm)	$\varepsilon$ (mm)	$d_0$ (mm)	l (mm)	$l/d_0$	$d_0/\varepsilon$
1200	8	1216	1800	<b>1,48</b>	<b>152</b>

Tabla II.150

(Se comprueba que  $d_0/\varepsilon \geq 10$ , luego se puede aplicar el procedimiento de cálculo)

### 3°.- Factor A'

Con las relaciones geométricas anteriores y utilizando la siguiente gráfica, se obtiene:

$$\mathbf{A' = 0,005}$$

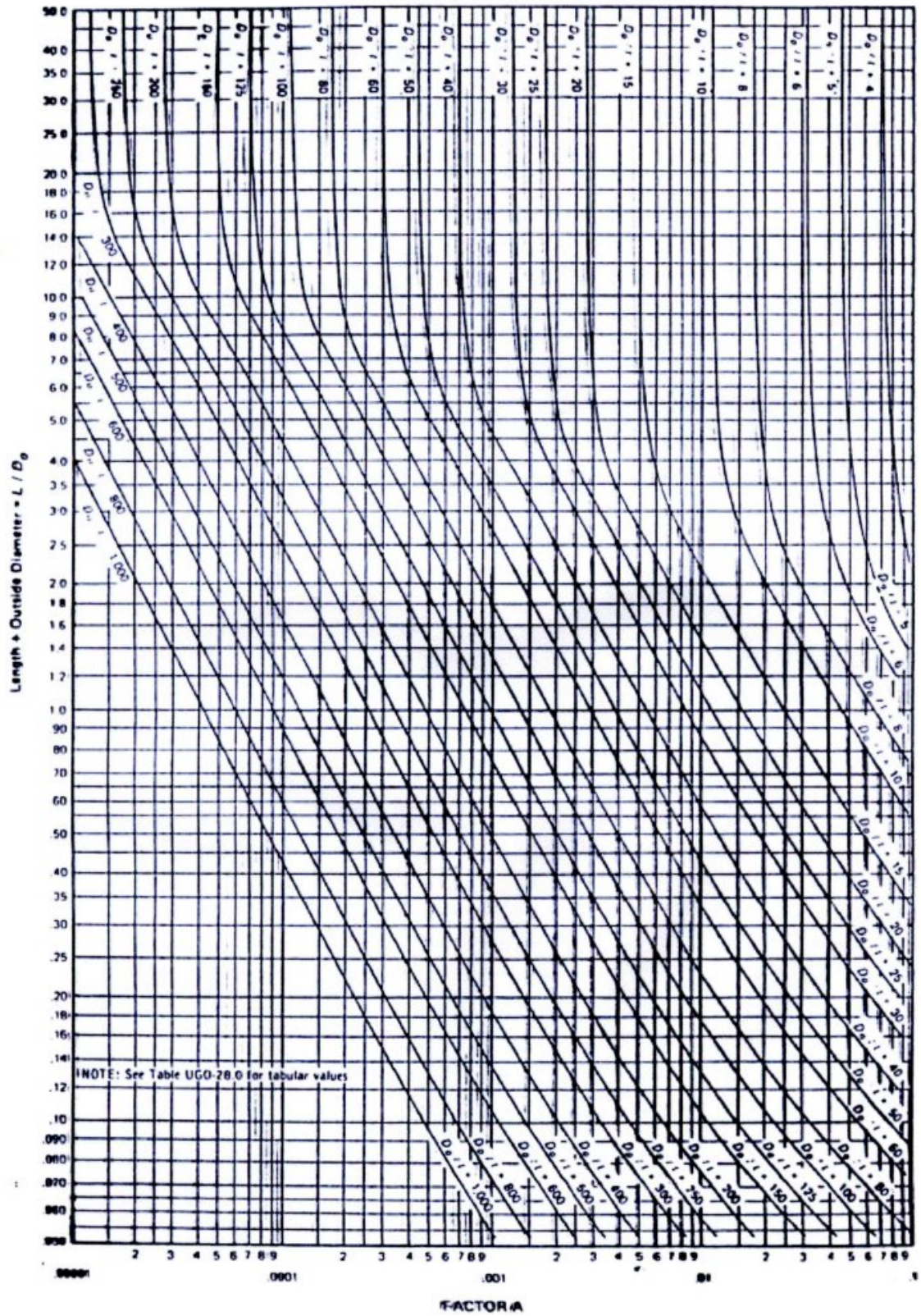


Fig. II.35

4°.- Factor B'

Para:

Temperatura de diseño:  $T_D = 304,38 \text{ }^\circ\text{F}$ , y

Factor A':  $A' = 0,005$

Utilizando la siguiente gráfica para aceros al carbono, se tiene que:

**B' = 7200 Psi**

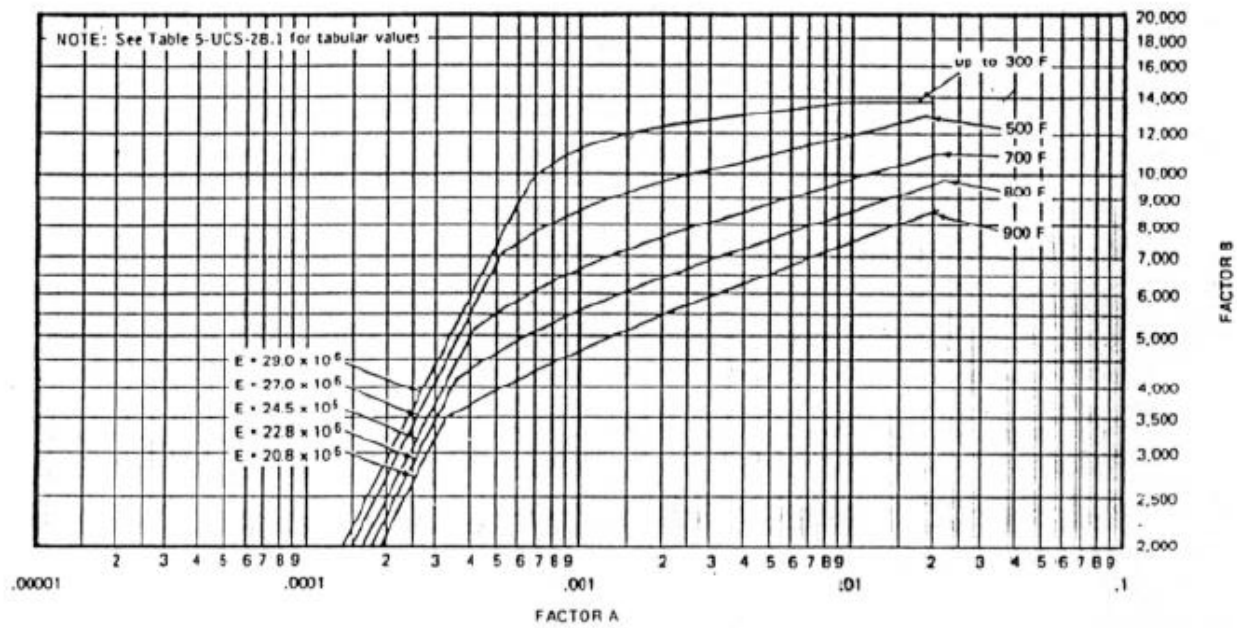


Fig. II.36

5°.- P<sub>A</sub>

Utilizando la expresión (68) se obtiene que la presión máxima admisible es:

63,158 Psi:

$$P_A \text{ (psi)} = \frac{4 \cdot B'}{3 \cdot (d_0/\epsilon)} \quad (68)$$

$d_0/\epsilon$	B' (psi)	<b>P<sub>A</sub> (psi)</b>
152	7200	<b>63,158</b>

Tabla II.151

6°.-  $P_A$  y  $P_D$ 

Se verifica que la presión máxima admisible es mayor que la presión de diseño, por tanto el espesor estimado inicialmente es válido.

$$P_A \geq P_D$$

$$63,158 \text{ psi} > 57,838 \text{ psi}$$

Espesor carcasa:

$$\varepsilon = 8 \text{ mm (0,315 in)}$$

1.4.2.2. – *Diámetro externo*

El diámetro exterior del tanque vendrá dado por el diámetro calculado en el apartado 1.1. (d) más el espesor del material calculado en el apartado anterior:

$$d_0 = d + 2 \cdot \varepsilon \quad (48)$$

<b>d (mm)</b>	<b><math>\varepsilon</math> (mm)</b>	<b><math>d_0</math> (mm)</b>	<b><math>d_0</math> (in)</b>
1200	8	1216	47,874

Tabla II.152

1.4.2.3. – *Construcción*

La carcasa se construirá mediante chapas soldadas a tope según se indica en el código ASME.

## 1.4.3.- Fondos

Los fondos o cabezales serán de tipo elíptico o elipsoidal, tanto el fondo inferior como el superior. En este tipo de fondos, la mitad del semieje menor es igual a un cuarto del diámetro interior del mismo.

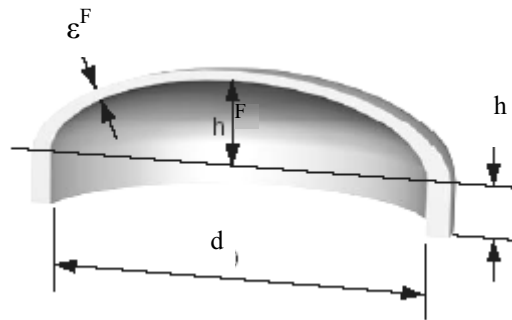


Fig. II.37

#### 1.4.3.1. – Espesores

##### Fondo superior:

El espesor mínimo para el cabezal o fondo superior se calculará teniendo en cuenta que se encuentra bajo presión interna:

El espesor para este tipo de fondos viene dado por la expresión siguiente:

$$\varepsilon^F = \frac{P_D \cdot d}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_D} \quad (69)$$

Donde:

$\varepsilon^F$  = Espesor del fondo (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$d$  = Diámetro interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

La presión de diseño ( $P_D$ ) es la calculada en el apartado 1.5.1.1.1. en sus correspondientes unidades, y el diámetro interior ( $d$ ) es el diámetro del tanque calculado en el apartado 1.1. ( $r = 0,6$  m) convirtiendo las unidades a pulgadas.

La tensión admisible  $\sigma$  es igual para este caso a la tensión máxima admisible ( $\sigma_{\max}$ ), la cual se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño del tanque (acero al carbono SA-516-60) se tiene que la

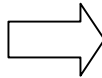
tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F es de 15000 psi.

$$\sigma = \sigma_{\max} = 15000 \text{ psi}$$

Y por último, la eficiencia de la soldadura E toma el valor de E=1 para tipo de junta 1 y radiografía completa, según la tabla II.197 (pág. 352) del anexo a la memoria de cálculo.

Se toman los valores que se resumen en la siguiente tabla, y se sustituyen en la expresión (69):

<b>P<sub>D</sub> (psi)</b>	49,7820
<b>d (in)</b>	47,244
<b>σ (psi)</b>	15000
<b>E</b>	1



<b>ε<sup>F</sup> (in)</b>	<b>ε<sup>F</sup> (mm)</b>
<b>0,0784</b>	<b>1,055</b>

Tabla II.153

Sumando a este valor el sobreespesor por corrosión (C = 3 mm), se obtiene que el espesor mínimo es:

<b>ε = 4,055 mm (0,16 in)</b>
-------------------------------

#### Fondo inferior

El fondo o cabezal del extremo inferior se encuentra rodeado por la camisa por la que circula el vapor de calefacción, y por tanto se encuentra sometido a presión externa.

Para el cálculo de los fondos elípticos bajo presión externa se procede como sigue:

1º.- Se estima un espesor inicial ε según especificaciones

2º.- Se obtiene el valor del factor A' a partir de la fórmula siguiente:



$$A' = \frac{0,25}{k \cdot (r_0/\varepsilon)} \quad (70)$$

Donde:

$k$  = Coeficiente geométrico, que para el caso de fondos elípticos es igual a 0,9.

$r_0$  = Radio externo de la carcasa (mm)

$\varepsilon$  = Espesor inicial (mm)

3°.- Tomando el valor de  $A'$  y utilizando la gráfica relativa al material (aceros al carbono), se calcula el valor de  $B'$  en función de la temperatura de diseño.

4°.- Se calcula la presión externa máxima admisible  $P_A$  según la expresión:

$$P_A \text{ (psi)} = \frac{B'}{(r_0/\varepsilon)} \quad (71)$$

5°.- Una vez calculada la máxima presión externa admisible se compara con la de diseño:

*Si  $P_A \geq P_D$  : Espesor inicial válido*

*Si  $P_A \leq P_D$  : Espesor inicial no válido, se procede a aumentar el valor del mismo y recalculan  $P_A$ .*

### 1°.- Espesor inicial

Se estima un espesor inicial según las especificaciones para el caso del acero al carbono:

$$\text{Especificación: } \varepsilon_{a.c.} = 5 + C \text{ (mm)}$$

$C$  = Sobreespesor de corrosión = 3mm

Luego: **Espesor inicial:  $\varepsilon = 8 \text{ mm (0,315 in)}$**

2°.- Factor A

Sustituyendo en (70) los siguientes valores, se obtiene:  $A' = 0,0036$

$$A' = \frac{0,25}{k \cdot (r_0/\epsilon)} \quad (70)$$

<b>k</b>	<b><math>\epsilon</math> (mm)</b>	<b><math>r_0</math> (mm)</b>	<b><math>A'</math></b>
0,9	8	608	<b>0,0036</b>

Tabla II.154

3°.- Factor B'

Para:

Temperatura de diseño:  $T_D = 304,38$  °F, y

Factor  $A'$ :  $A' = 0,0036$

Utilizando la gráfica de la figura II.36 para aceros al carbono, se tiene que:

$$\mathbf{B' = 5400 \text{ Psi}}$$

4°.-  $P_A$ 

Utilizando la expresión (71) se obtiene que la presión máxima admisible es:  
71,056 Psi:

$$P_A \text{ (psi)} = \frac{B'}{(r_0/\epsilon)} \quad (71)$$

<b><math>r_0/\epsilon</math></b>	<b><math>B'</math> (psi)</b>	<b><math>P_A</math> (psi)</b>
76	5500	<b>71,056</b>

Tabla II.155

5°.-  $P_A$  y  $P_D$ 

Se verifica que la presión máxima admisible es mayor que la presión de diseño, por tanto el espesor estimado inicialmente es válido.

$$P_A \geq P_D$$

$$71,056 \text{ psi} > 57,838 \text{ psi}$$

Espesor fondo elíptico inferior:

$$\varepsilon = 8 \text{ mm (0,315 in)}$$

*1.4.3.2. – Construcción*

Ambos fondos o cabezales son fabricados sin costura. Se construyen según indica el código ASME a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada.

**1.4.4.- Faldilla**

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la carcasa; esta línea de transición denominada justamente línea de tangencia se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los fondos bombeados (y algunos cónicos) se construyen con una parte cilíndrica, denominada *pestaña* o *faldilla*, cuya altura mínima “h” varía según la Norma o Código de Cálculo utilizado, pero en general deberá ser no menor que el mayor de los siguientes valores con un valor máximo de  $h = 100 \text{ mm}$ :

$$h \geq 0,3 \cdot (d_0 \cdot \varepsilon^F)^{0,5}$$

$$h \geq 3 \cdot \varepsilon^F \quad (54)$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

siendo:

$\varepsilon^F$  = Espesor de fondo (mm)

$d_0$  = Diámetro externo recipiente (mm)

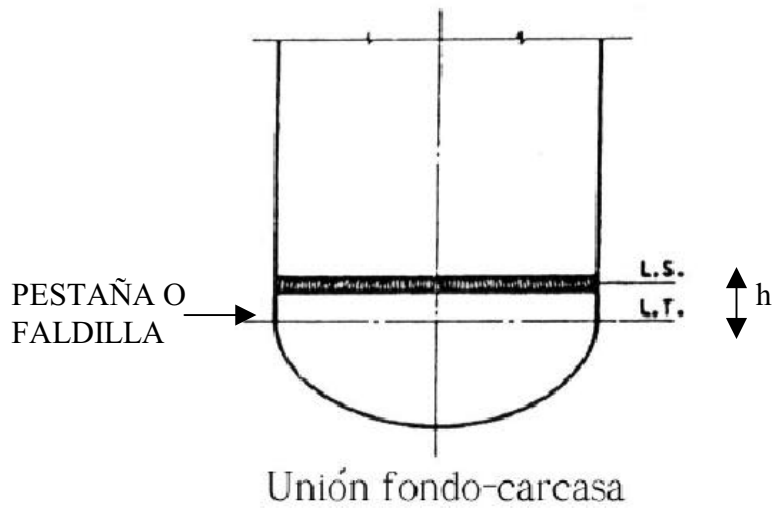


Fig. II.28

Haciendo los cálculos para:

$$\left. \begin{array}{l} \varepsilon^F = 4,055 \text{ mm} \\ d_0 = 1210 \text{ mm} \end{array} \right\}$$

Se obtienen los siguientes valores de h mínimos (mm):

h (mm)	h (mm)	<b>h (mm)</b>
21,015	12,065	<b>25</b>

Tabla II.156

Siendo el mayor de ellos  $h = 25$  mm, la altura mínima de la faldilla será por tanto de 25 mm.

### 1.4.5.- Camisa

#### 1.4.5.1. - Espesor

La camisa de calefacción se encuentra rodeando la carcasa del tanque y el fondo o cabezal inferior. Luego la propia camisa está compuesta por una carcasa de mayor diámetro que la del tanque y un fondo inferior también de mayor diámetro.

Se calcula el espesor de la misma bajo la presión interna del vapor circulante para las dos partes por separado (carcasa de camisa y fondo inferior de la misma)

#### Carcasa:

El espesor de la misma se calculará teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), tomándose el mayor valor de los dos. Y el espesor mínimo será igual al espesor calculado en el paso anterior más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

- Esfuerzo circunferencial ( $\delta_\phi$ ):

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\epsilon_\phi = \frac{P_D \cdot r}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad (45)$$

Donde:

$\epsilon_\phi$  = Espesor (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$r$  = Radio interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

Se consideran los siguientes valores:

La presión de diseño ( $P_D$ ) es la calculada en el apartado 1.4.1.1. como presión externa en sus correspondientes unidades, y el radio interior ( $r$ ) (apartado 1.1.2.) convirtiendo las unidades a pulgadas.

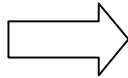
La tensión admisible  $\sigma$  es igual para este caso a la tensión máxima admisible ( $\sigma_{\max}$ ), la cual se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño del tanque (acero al carbono SA-516-60) se tiene que la tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de  $-20$  a  $650$  °F es de  $15000$  psi.

$$\sigma = \sigma_{\max} = 15000 \text{ psi}$$

Y por último, la eficiencia de la soldadura  $E$  toma el valor de  $E=1$  para tipo de junta 1 y radiografía completa, según la tabla II.197 (pág. 352) del anexo a la memoria de cálculo.

Se toman los valores que se resumen en la siguiente tabla, y se sustituyen en la expresión (45):

<b><math>P_D</math> (psi)</b>	57,838
<b><math>r</math> (in)</b>	26,181
<b><math>\sigma</math> (psi)</b>	15000
<b><math>E</math></b>	1



<b><math>\epsilon_\phi</math> (in)</b>	<b><math>\epsilon_\phi</math> (mm)</b>
<b>0,1012</b>	<b>2,57</b>

Tabla II.157

- Esfuerzo longitudinal ( $\delta_x$ ):

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\epsilon_x = \frac{P_D \cdot r}{2 \cdot \sigma \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad (46)$$

Sustituyendo los valores dados en la tabla anterior (II.157), se tiene que en este caso el espesor vale:

$\epsilon_x$ (in)	$\epsilon_x$ (mm)
0,05	1,28

**Espesor mínimo ( $\epsilon_{\min}$ ):**

Como espesor mínimo se toma el mayor valor de los dos calculados anteriormente, es decir el obtenido mediante esfuerzo circunferencial:  $\epsilon_{\phi} = 2,57$  mm, y se le suma el sobreespesor de corrosión  $C = 3$  mm

$$\epsilon_{\min} = \epsilon + C \quad (47)$$

$$\epsilon_{\min} = 5,57 \text{ mm}$$

Redondeando

$$\epsilon_{\min} = 5,6 \text{ mm (0,22 in)}$$

**Fondo inferior:**

El espesor mínimo para fondos elípticos viene dado por la expresión siguiente:

$$\epsilon^F = \frac{P_D \cdot d}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_D} \quad (69)$$

Donde:

$\epsilon^F$  = Espesor del fondo (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$d$  = Diámetro interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

La presión de diseño ( $P_D$ ) es la calculada en el apartado 1.4.1.1. como presión externa en sus correspondientes unidades, y diámetro interior ( $d$ ) se obtiene a partir del radio interior (apartado 1.1.2.) convirtiendo las unidades a pulgadas.

La tensión admisible  $\sigma$  es igual para este caso a la tensión máxima admisible ( $\sigma_{\max}$ ), la cual se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material

a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño del tanque (acero al carbono SA-516-60) se tiene que la tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F es de 15000 psi.

$$\sigma = \sigma_{\max} = 15000 \text{ psi}$$

Y por último, la eficiencia de la soldadura E toma el valor de E=1 para tipo de junta 1 y radiografía completa, según la tabla II.197 (pág. 352) del anexo a la memoria de cálculo.

Se toman los valores que se resumen en la siguiente tabla, y se sustituyen en la expresión (69):

<b>P<sub>D</sub> (psi)</b>	57,838	⇒	<b>ε<sup>F</sup> (in)</b>	<b>ε<sup>F</sup> (mm)</b>
<b>d (in)</b>	52,36		<b>0,101</b>	<b>2,565</b>
<b>σ (psi)</b>	15000			
<b>E</b>	1			

Tabla II.158

Sumando a este valor el sobreespesor por corrosión (C = 3 mm), se tiene que el espesor mínimo es: 5,565 mm

$$\epsilon \approx 5,6 \text{ mm (0,22 in)}$$

#### 1.4.5.2. – Diámetro externo

El diámetro exterior de la camisa vendrá dado por el diámetro calculado en el apartado 1.1.2. (D<sub>i</sub>) más el espesor del material calculado en el apartado 1.4.5.1.

$$d_0 = d + 2 \cdot \epsilon_{\min} \quad (48)$$



<b>d (mm)</b>	<b><math>\epsilon_{\min}</math> (mm)</b>	<b><math>d_0</math> (mm)</b>
1330	5,6	1341,2

Tabla II.159

Redondeando:

$$\mathbf{d_0 = 1342 \text{ mm (53 in)}}$$

#### 1.4.6.- Unión camisa-tanque

En la parte superior de la carcasa del tanque, la pared de la camisa se une mediante soldadura a la pared de este.

Para el tipo de camisa que se diseña, catalogada de tipo 2 por el *Código Asme Sección VIII División I* en su *Apéndice 9*, la geometría de la soldadura es la que se muestra en la siguiente figura:

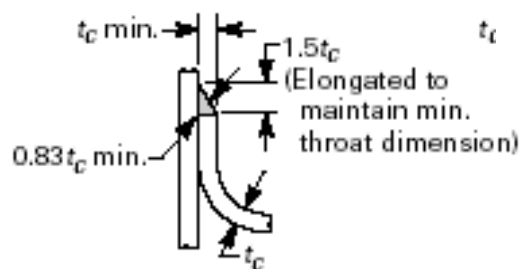


Fig. II.37

Donde:

$t_{c \min}$  = Espesor mínimo de pared de camisa (calculado en el apartado 1.4.5.1.):

$$t_{c \min} = 5,6 \text{ mm (0,22 in)}$$

Las dimensiones mínimas de la soldadura entre las dos paredes como se muestra en la figura se calculan como:

$$- 0,83 \cdot t_{c \min} = \mathbf{4,65 \text{ mm (0,18 in)}}$$

$$- 1,5 \cdot t_{c \min} = \mathbf{8,4 \text{ mm (0,33 in)}}$$

$$- t_{c \min} = \mathbf{5,6 \text{ mm (0,22 in)}}$$

Luego las dimensiones de la soldadura que recomienda el código para este tipo de camisa, no deberán ser menores que los valores indicados.

#### 1.4.7.- Aislamiento

Con el objetivo de minimizar las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes del tanque encamisado hacia el medio exterior, lo cual se traduce en una pérdida energética y por tanto económica, se decide aislar térmicamente el equipo.

Como material aislante térmico se ha seleccionado la *lana de vidrio* por las razones que se exponen en el apartado 7.5. del segundo capítulo de la memoria.

Para el aislamiento de depósitos, tanques y tuberías de gran diámetro, la lana de vidrio se presenta en lo que se conoce como *lamelas*, que son una especie de mantas constituidas por lamas de lana mineral, de gran resistencia mecánica a la compresión. Estas lamas o tiras fabricadas con lana mineral de primera clase, se sitúan con las fibras alineadas en vertical, una junto a la otra, y se pegan sobre un soporte de lámina de aluminio que actúa como barrera de vapor muy eficiente.

Este tipo de mantas de aislamiento están estudiadas para ser usadas hasta una temperatura de 400 °C por una de sus caras, manteniendo la cara opuesta a temperatura ambiente.

Se suministra en forma de rollos, embalada con polietileno estirable. Las dimensiones que se ofrecen se observan en la siguiente tabla proporcionada por el fabricante:

Espesor (mm)	Largo* (m)	Ancho* (m)
50	5,00	0,60
70	3,50	0,60

Tabla II.160

El espesor seleccionado para nuestro caso concreto es el primero de ellos, por ser el más económico y puesto que las temperaturas que se alcanzan no son demasiado acusadas:

**Espesor Aislante: 50 mm**

### 1.4.8. – Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

Al ser un recipiente encamisado, se calcularán dos presiones de pruebas hidráulicas distintas, una para la prueba del recipiente en sí, y otra para la camisa.

#### 1.4.8.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo de la presión de prueba hidráulica según el código *ASME VIII División I*, se determina por:

$$P_{hmin} = 1,5 \cdot P_D \cdot \left[ \frac{\sigma_{m\acute{a}x,a}}{\sigma_{m\acute{a}x}} \right] \quad (86)$$

Donde:

- $P_{hmin}$  = Presión de prueba hidráulica mínima ( $Kg/cm^2$ )

- $P_D = \text{Presión de diseño (Kg/cm}^2\text{)}$
- $\sigma_{\text{m}á\text{x},a} = \text{Tensión máxima admisible del material a la temperatura ambiente (Kg/cm}^2\text{)}$
- $\sigma_{\text{m}á\text{x}} = \text{Tensión máxima admisible del material a la temperatura de diseño (Kg/cm}^2\text{)}$

La presión de diseño  $P_D$  tanto para la camisa como para el propio depósito es la calculada en el apartado 1.4.1.1. como presión externa : 4,066 Kg/cm<sup>2</sup>. Puesto que la presión de diseño es la misma para la camisa que para el depósito y el material de construcción también es el mismo, la presión mínima de prueba hidráulica también coincidirá en ambos casos.

La tensión máxima admisible para el acero al carbono SA-516-60 es de 15000 psi en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F (343,33 °C), luego :  
 $\sigma_{\text{m}á\text{x},a} = \sigma_{\text{m}á\text{x}} = 15000 \text{ psi} = 1054,59 \text{ Kg/cm}^2$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (86) , la presión mínima de prueba hidráulica que se obtiene es: 6,1 Kg/cm<sup>2</sup>

$P_D$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{m}á\text{x},a}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{m}á\text{x}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$P_{\text{hmin}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )
4,066	1054,59	1054,59	<b>6,1</b>

Tabla II.161

#### 1.4.8.2.- Presión de prueba periódica

El reglamento español de aparatos a presión (RAP) requiere, además de una prueba inicial, otra periódica a una presión de:

$$P_{\text{hmin}} = 1,3 \cdot P_D \cdot \frac{\sigma_{\text{m}á\text{x},a}}{\sigma_{\text{m}á\text{x}}} \quad (87)$$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (87) , la presión mínima de prueba periódica que se obtiene es: 5,28 Kg/cm<sup>2</sup>

$P_D$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx,a}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$P_{\text{hmin}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )
4,066	1054,59	1054,59	<b>5,28</b>

Tabla II.162

## 2 – CONDENSADOR

Los condensadores son siempre aparatos con carcasa y haz tubular contruidos como los intercambiadores de cabezal flotante. Generalmente los condensadores están dispuestos horizontalmente, salvo cuando se quiere subenfriar el condensado, en cuyo caso se utilizan condensadores verticales.

### 2.1.- Tipo

El intercambiador que se utilizará para condensar el vapor que se obtiene por cabezas será un *condensador total* de forma que todo el vapor que entra en el intercambiador sufre un cambio de fase y sale del mismo como líquido.

Es un intercambiador de carcasa y tubo, donde el fluido refrigerante circula por el interior de los tubos mientras que la condensación ocurre por la coraza o carcasa. Generalmente son intercambiadores 1-2 con cabezal flotante.

Las características del equipo son:

- \* Circulación de los fluidos a contracorriente
- \* Número de pasos por el lado de la carcasa : 1
- \* Número de pasos por el lado de los tubos : 2

### 2.2.- Fluido refrigerante

El fluido refrigerante que se utilizará para condensar el vapor de cabezas será *agua* a una temperatura de 20°C.

$$t_1 = 20 \text{ °C} \quad (293,15 \text{ K})$$

Habrá que elegir entre emplear un gran caudal de agua con una variación de temperatura pequeña, o un pequeño caudal de agua en el límite en el que su

temperatura de salida  $t_2$  permanezca inferior a  $50^\circ\text{C}$  para evitar una incrustación muy rápida.

Las condiciones óptimas de temperatura de salida y caudal másico del agua, son fijadas a partir de un procedimiento de optimización en el que se buscará una situación de compromiso entre el caudal de agua utilizado, la variación de temperatura de esta y el área de intercambio necesaria que se obtiene con dichas condiciones. El criterio de diseño en este caso será el intentar utilizar un caudal de agua lo más pequeño posible (para reducir costes) para lo cual la temperatura de salida del agua conviene que sea inferior a  $50^\circ\text{C}$  y que además proporcione el menor área de intercambio posible.

Por tanto, en primer lugar se harán los cálculos de las distintas variables a partir de un determinado caudal inicial del fluido refrigerante. Una vez obtenidos esos resultados, se modificará el valor del caudal recalculando de nuevo todas las variables, hasta que se obtenga una temperatura óptima de salida y un caudal óptimo que permita obtener también un área de intercambio óptima. En el apartado 2.3.3. para el cálculo del área de intercambio se detalla a modo de algoritmo el procedimiento de cálculo que se ha seguido.

Los resultados finales se muestran en el siguiente cuadro:

<b><u>Fluido refrigerante:</u></b>	
Agua	
Temperatura entrada:	$t_1 = 20^\circ\text{C}$
Temperatura salida:	$t_2 = 48,3^\circ\text{C}$
Caudal másico:	$m_f = 4500 \text{ kg/h}$

## 2.3. – Transmisión de calor

### 2.3.1.- Calor intercambiado

El calor intercambiado entre el agua y el vapor de cabezas a condensar, será el calor necesario para que se produzca el cambio de estado de vapor a líquido de la mezcla obtenida por cabezas, sin que se produzca variación en su temperatura. Por

tanto en el cálculo del calor intercambiado habrá que tener en cuenta solamente el calor latente y no el calor sensible.

$$q' = m_h \cdot \lambda \quad (73)$$

Donde:

$q'$  = Flujo de calor total intercambiado (Kcal / h)

$m_h$  = Caudal másico del fluido caliente o vapor de cabezas (Kg / h)

$\lambda$  = Calor latente de vaporización (=calor latente condensación) del fluido caliente o vapor de cabezas (Kcal/Kg)

Por otro lado, se deberá hacer el cálculo del calor que se intercambiará tanto para el primer como para el segundo fraccionamiento, siendo el mayor que se obtenga de los dos el que se utilizará para el diseño del intercambiador.

#### 1<sup>er</sup> Fraccionamiento:

-  $m_h$  (Kg/ h) representa al caudal másico de vapor  $V_i$  (Kg/h) que se calculó en el apartado 4.1.2. del capítulo 2 (tabla II.84): 86,3 Kg/h

-  $\lambda$  (Kcal/Kg) es el calor latente medio de la mezcla de vapores de cabezas, que se calcula a partir de los calores latentes individuales de cada componente y sus respectivas fracciones molares como:

$$\bar{\lambda} = \sum x_i \cdot \lambda_i \quad (21)$$

Los calores latentes de cada componente fueron calculados por la ecuación de Riedel (20) en el apartado 1.1.1.2. del capítulo 2 del anexo de cálculo. Y las fracciones molares son las de la corriente de cabezas para el primer fraccionamiento:

Componentes puros	$\lambda_i$	$x_i$	$\lambda_i \cdot x_i$
1. ETANOL	40269,4616	0,1274	5130,329413
2. AGUA	42045,5511	0,8677	36482,92465
3. ISOBUTANOL	40539,6862	0,0048	194,590494
4. 2-METIL-1-BUTANOL	40264,9278	5,08E-11	2,04546E-06
5. 3-METIL-1-BUTANOL	39487,045	1,09E-10	4,30409E-06
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\bar{\lambda} = 41807,84 \text{ J/mol}</math></b>		

Tabla II.163

Para obtenerlo en Kcal/Kg se divide entre el peso molecular medio (apartado 1.1.2. del Cáp.2) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías:

$P_m$ (Kg/Kmol)	$\bar{\lambda}$ (J/mol)	$\bar{\lambda}$ (Kcal / Kg)
21,86	41807,84	<b>456,71</b>

Tabla II.164

Sustituyendo estos datos en la ecuación (73) se obtiene que el calor intercambiado en el caso del primer fraccionamiento es de 39417,74 Kcal/h.

$m_h$ (Kg/h)	$\bar{\lambda}$ (Kcal / Kg)	<b><math>q'</math> (Kcal/h)</b>
86,3	456,71	<b>39417,74</b>

Tabla II.165

### 2º Fraccionamiento:

-  $m_h$  (Kg/ h) representa al caudal másico de vapor  $V_i$  (Kg/h) que se calculó en el apartado 4.1.2. del capítulo 2 (tabla II.85): 85,61 Kg/h

-  $\bar{\lambda}$  (Kcal/Kg) es el calor latente medio de la mezcla de vapores de cabezas, que se calcula a partir de los calores latentes individuales de cada componente y sus respectivas fracciones molares como:

$$\bar{\lambda} = \sum x_i \cdot \lambda_i \quad (21)$$

Los calores latentes de cada componente fueron calculados por la ecuación de Riedel (20) en el apartado 1.1.1.2. del capítulo 2 del anexo de cálculo. Y las



fracciones molares son las de la corriente de cabezas para el segundo fraccionamiento:

Componentes puros	$\lambda_i$	$x_i$	$\lambda_i \cdot x_i$
1. ETANOL	40269,4616	0	0
2. AGUA	42045,5511	0,1645	6916,493148
3. ISOBUTANOL	40539,6862	0,5595	22681,95445
4. 2-METIL-1-BUTANOL	40264,9278	0,086	3462,783788
5. 3-METIL-1-BUTANOL	39487,045	0,1899	7498,589838
<b>Mezcla:</b>	<b><math>\bar{\lambda} = 40559,82 \text{ J/mol}</math></b>		

Tabla II.166

Para obtenerlo en Kcal/Kg se divide entre el peso molecular medio (apartado 1.2.2. del Cáp.2) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías:

$\bar{P}_m$ (Kg/Kmol)	$\lambda$ (J/mol)	$\lambda$ (Kcal / Kg)
68,76	40559,82	<b>140,85</b>

Tabla II.167

Sustituyendo estos datos en la ecuación (73) se obtiene que el flujo de calor intercambiado en el caso del segundo fraccionamiento es de 12058,81 Kcal/h.

$m_h$ (Kg/h)	$\lambda$ (Kcal / Kg)	<b><math>q'</math> (Kcal/h)</b>
85,61	140,85	<b>12058,81</b>

Tabla II.168

El valor del flujo de calor intercambiado que se tomará para el diseño del condensador será el mayor de los obtenidos para el primer y segundo fraccionamiento. Es decir:

$$q' = 39417,74 \text{ Kcal/h}$$

### 2.3.2.- Coeficiente global de transmisión de calor

Para simplificar los cálculos se supone que el valor del coeficiente global de transmisión de calor ( $U$ ) se mantiene constante durante todo el proceso.

En los intercambiadores de calor tubulares hay que tener en cuenta que después de cierto tiempo de uso se producen depósitos en el interior y exterior de los tubos, constituyendo resistencias a la transmisión de calor. Estas resistencias hacen que disminuya la eficacia de la transmisión y por tanto que el coeficiente de transmisión global disminuya también.

Por esta razón se definen dos tipos de coeficientes globales de transmisión de calor:  $U_p$  : *Coeficiente global de transmisión de calor limpio*

$U_s$  : *Coeficiente global de transmisión de calor sucio*

Ambos se relacionan a través del coeficiente de ensuciamiento  $R_s$  mediante la siguiente expresión:

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} \quad (74)$$

Se necesita conocer  $U_s$  para poder calcular el área necesaria de intercambio teniendo en cuenta esta disminución de eficacia en la transmisión.

Los valores de  $U_p$  y de  $R_s$  se pueden estimar a través de tablas que se encuentran en la bibliografía, en función del tipo de fluidos que circulan por los tubos y carcasa en intercambiadores tubulares:

Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	$U_p$ (BTU/(°F ft <sup>2</sup> h))	$R_s$ (h ft <sup>2</sup> °F/BTU)
Medios de vapor de condensación - líquido			
Vapor de alcohol	Agua	100-200	0,002
Asfalto (450°F)	Vapor de Dowtherm	40-60	0,006
Vapor de Dowtherm	Aceite de resina y derivados	60-80	0,004
	Dowtherm líquido	80-120	0,0015
Alquitrán de planta de gas	Vapor	40-50	0,0055
Hidrocarb. de ebul. alta V	Agua	20-50	0,003
Hidrocarb. de ebul. baja V	Agua	80-200	0,003
Vapores de hidrocarburos (condensador parcial)	Petróleo	25-40	0,004
Disolventes orgánicos A	Agua	100-200	0,003
Disol. org. de alto NC,A	Agua o salmuera	20-60	0,003
Disol. org. de bajo NC,V	Agua o salmuera	50-120	0,003
Queroseno	Agua	30-65	0,004
Queroseno	Petróleo	20-30	0,005
Nafta	Agua	50-75	0,005
Nafta	Petróleo	20-30	0,005
Vapores de reflujo del estab.	Agua	80-120	0,003
Vapor	Agua de alimentación	400-1000	0,0005
Vapor	Combustóleo n° 6	15-25	0,0055
Vapor	Combustóleo n° 2	60-90	0,0025
Dióxido de azufre	Agua	150-200	0,003
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales (vapor)	Agua	20-50	0,004
Agua	Azeótropo aromático de corriente de vapor	40-80	0,005

**Tabla II.169-** Coeficiente globales usuales de transferencia de calor en intercambiadores de calor tubulares

Para  $U_p$  se considera el valor medio del intervalo en el caso en que el vapor circula por la carcasa y el agua por los tubos. Así:

$$U_p = 150 \text{ BTU/ (}^\circ\text{F}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{h)}$$

$$R_s = 0,002 \text{ (h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F) /BTU}$$

Haciendo conversión de unidades:

$$U_p = 732,36 \text{ Kcal/ (}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h)}$$

$$R_s = 0,00041 \text{ (h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C) /Kcal}$$

Conocidos  $R_s$  y  $U_p$ , se puede despejar de (74) para calcular  $U_s$  como:

$$U_s = \frac{U_p}{(1 + R_s \cdot U_p)}$$

$$U_s = 563,36 \text{ Kcal/ (}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h)}$$

### 2.3.3.- Área de intercambio (A)

El área de intercambio necesaria para que se produzca la transmisión de calor viene dada por la ecuación de Fourier :

$$A = \frac{q'}{U_s \cdot F_c \cdot (DLTM)} \quad (75)$$

Donde:

$$q' = \text{Flujo de calor total (Kcal/h)} = 39417,74$$

$$U_s = \text{Coeficiente de transmisión global de calor (Kcal/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C)} = 563,36$$

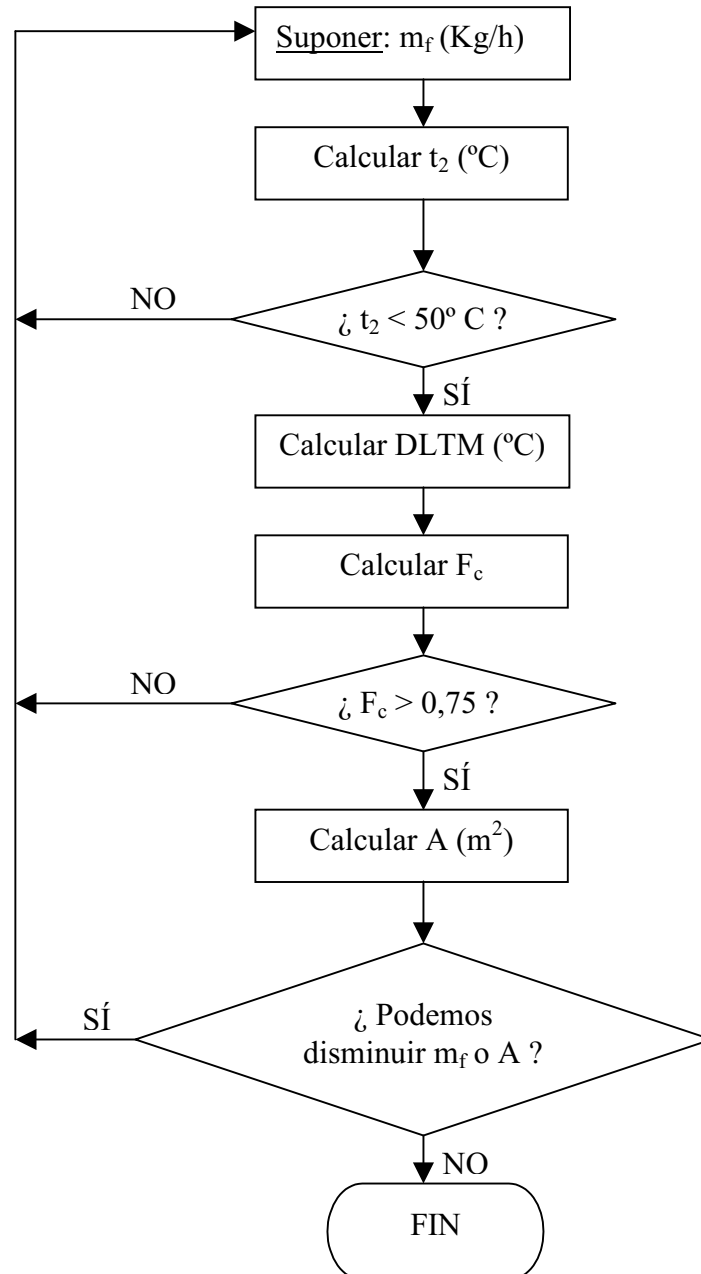
$$DLTM = \text{Diferencia de Temperatura Media Logarítmica (}^\circ\text{C)}$$

$$F_c = \text{Factor de corrección de la DLTM}$$

(Nota: En el cálculo de intercambiadores se recomienda no usar valores de  $F$  menores a 0,75-0,8)

Los valores óptimos del área de intercambio (A), del caudal másico ( $m_F$ ) y de la temperatura de salida del agua ( $t_2$ ), serán aquellos para los que se obtenga el menor área posible y el menor caudal posible siempre que se cumpla el criterio de  $t_2$  menor de 50  $^\circ\text{C}$ , para evitar una incrustación muy rápida.

Para ello se realiza un procedimiento de cálculo iterativo que se ilustra a continuación:



Una vez comentado e ilustrado el procedimiento de cálculo y optimización que se ha seguido, a continuación se va a desarrollar paso por paso la última iteración realizada del algoritmo anterior con los resultados óptimos obtenidos tras muchas iteraciones, que son los siguientes:

$t_2 = 48,32 \text{ } ^\circ\text{C}$
$m_f = 4500 \text{ Kg/h}$
$\text{DLTM} = 80,81 \text{ } ^\circ\text{C}$
$F_c = 1$
$A = 0,8658 \text{ m}^2$

Tabla II.170

### 2.3.3.1.- Temperatura de salida del fluido caliente ( $t_2$ )

La temperatura de salida del fluido frío ( $t_2$ ), se puede obtener a partir de la siguiente expresión:

$$q' = m_f \cdot C_{pf} \cdot (t_2 - t_1) \quad (76)$$

Donde:

$q'$  = Flujo de calor total intercambiado (Kcal / h)

$m_f$  = Caudal másico del fluido frío (Kg / h)

$C_{pf}$  = Calor específico a presión constante del fluido frío (Kcal / Kg  $^\circ\text{C}$ )

$t_1$  = Temperatura de entrada del fluido frío ( $^\circ\text{C}$ )

$t_2$  = Temperatura de salida del fluido frío ( $^\circ\text{C}$ )

Para calcular  $t_2$  se supone inicialmente un valor de caudal másico:  $m_f = 4500 \text{ Kg/h}$ . El inconveniente es que el calor específico a presión constante  $C_{pf}$ , ha de calcularse a la temperatura media entre la entrada y la salida, para lo cual se necesitaría conocer primero  $t_2$ . Para solucionarlo, debe hacerse un cálculo iterativo de la siguiente manera:

1º- Se calcula  $C_{pf}$  a la temperatura de entrada, y con este valor se calcula  $t_2$

2º- Se hace la media entre  $t_2$  calculado en el paso anterior y  $t_1$ , se calcula  $C_{pf}$  para esta nueva temperatura, y con este valor se calcula un nuevo valor de  $t_2$

3º- Se vuelve a hacer la media entre  $t_2$  calculado en el paso anterior y  $t_1$ , y se calcula  $C_{pf}$  para esta nueva temperatura.

El proceso iterativo se detendrá cuando coincidan  $C_{pf}$  de un paso con el del paso anterior y lo mismo con las temperaturas de salida  $t_2$ .

Para el cálculo de  $C_{pf}$  (Kcal / Kg °C) se utiliza la expresión (18) dada en el apartado 1.1.1.2. Cáp. 2 con los valores de la tabla II.24 para el agua en ( J/mol K ). Una vez calculado  $C_p$  en J/mol K se divide entre el peso molecular del agua (18 Kg/Kmol) y se hace la conversión de Julios a Kilocalorías para finalmente obtener  $C_p$  en Kcal /Kg °C.

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (18)$$

donde  $C_p$  viene dado en J/mol K y la temperatura T en grados Kelvin.

Para:

$$\left. \begin{array}{l} t_1 \text{ (}^\circ\text{C)} = 20 \\ m_f \text{ (Kg/h)} = 4500 \\ q' \text{ (Kcal/h)} = 39417,74 \end{array} \right\}$$

Los resultados se exponen en la siguiente tabla:

Nº Iterac.	$t_{media}$ (°C)	$t_{media}$ (K)	$C_{pf}$ (J/mol K)	$C_{pf}$ (Kcal/ Kg °C)	$t_2$ (°C)
1	20,00	293,15	24,651	0,32595	46,87
2	33,44	306,59	23,459	0,31018	48,24
3	34,12	307,27	23,395	0,30933	48,32
4	34,16	307,31	23,391	0,30929	48,32
5	34,16	307,31	23,391	0,30928	48,32
6	34,16	307,31	23,391	0,30928	<b>48,32</b>

Tabla II.171

Por tanto, la temperatura de salida del agua será de:

$$t_2 = 48,32 \text{ }^\circ\text{C}$$

### 2.3.3.2.- Diferencia de temperatura media logarítmica (DLTM)

La diferencia de temperaturas entre los dos fluidos en el intercambiador variará, en general, de un punto a otro. Por ello se calcula la diferencia de temperatura media logarítmica conocida como DLTM, mediante la expresión siguiente para flujo en contracorriente:

$$DLTM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln [(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)]} \quad (77)$$

Donde:

$T_1$  = Temperatura de entrada del fluido caliente (°C)

$T_2$  = Temperatura de salida del fluido caliente (°C)

$t_1$  = Temperatura de entrada del fluido frío (°C)

$t_2$  = Temperatura de salida del fluido frío (°C)

Para usar esta expresión se hacen las siguiente suposiciones:

- El intercambiador funciona en estado estacionario
- El calor específico es constante para cada corriente
- El coeficiente global de transferencia de calor  $U$  (Kcal/h  $m^2$  °C) es constante
- Las pérdidas de calor son despreciables

Para la temperatura de entrada del fluido caliente ( $T_1$ ) se tomará la del vapor de cabezas del segundo fraccionamiento, por ser la más alta que se alcanza de las dos fracciones. La temperatura de salida del mismo ( $T_2$ ) coincide con la temperatura de entrada, pues el fluido caliente no variará su temperatura al pasar por el condensador, solo experimentará cambio de fase de vapor a líquido:  $T_1 = T_2 = 115,8$  °C



F. FRÍO		F. CALIENTE	
$t_1$ (°C)	$t_2$ (°C)	$T_1$ (°C)	$T_2$ (°C)
20	48,32	115,8	115,8

Tabla II.172

Sustituyendo esos valores en la expresión de la diferencia de temperatura media logarítmica (DLTM), se obtiene como resultado:

$$\text{DLTM} = 80,81 \text{ °C}$$

### 2.3.3.3.- Factor de corrección ( $F_c$ )

El término  $F_c$  mide la eficacia del intercambiador si se compara con la contracorriente pura. En los cálculos de intercambiadores se aconseja no adoptar valores de  $F_c$  inferiores a 0,75, en cuyo caso significaría que habría que aumentar el número de pasos del lado de la carcasa.

Para obtener el factor de corrección  $F_c$ , se recurre a unas gráficas que para este caso se toma la de un paso del lado de la carcasa:

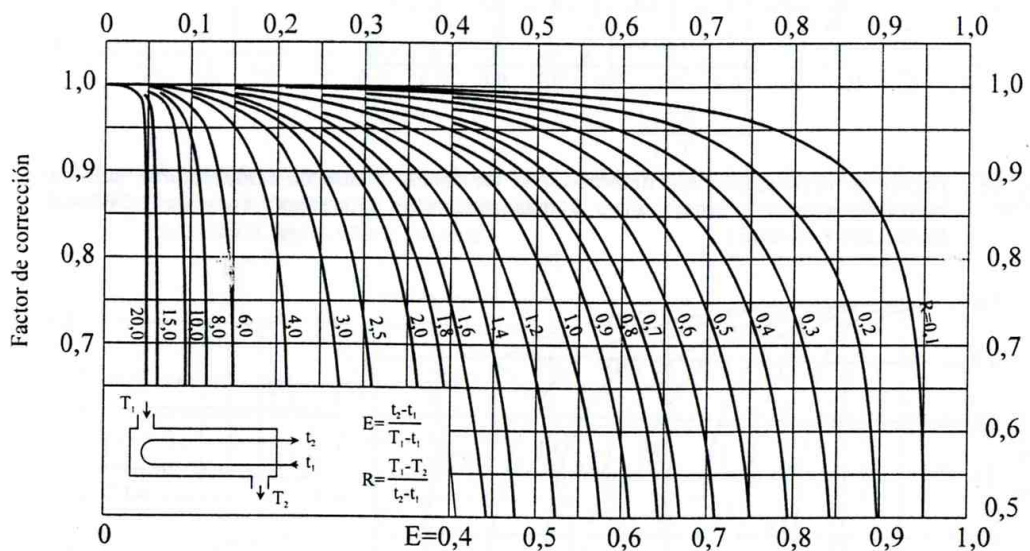


Fig.II.38

Para hallar  $F_c$  se debe calcular en primer lugar los términos R y E', siendo este último la denominada eficacia del intercambio, aunque no responde a criterios teóricos de rendimiento. Se definen:

$$E' = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (78)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (79)$$

Como  $T_1 = T_2$ , R será siempre cero y por tanto el factor  $F_c$  tomará siempre el valor de 1 según la gráfica anterior:

$$F_c = 1$$

Se observa que se obtiene un valor de  $F_c > 0,75$ , por tanto se continúa con el algoritmo.

#### 2.3.3.4.- Área de intercambio (A)

Ahora ya se conocen todos los valores necesarios para calcular el área de intercambio mediante la ecuación (75) dada al comienzo del apartado 2.3.3.

Los valores a sustituir son los siguientes:

$q'$ (Kcal/h)	$U_s$ (Kcal / h m <sup>2</sup> °C)	$F_c$	DLTM (°C)
39417,74	563,36	1	80,81

Tabla II.173

Y el área que se obtiene es de:

$$A = 0,8658 \text{ m}^2$$

Lo único que quedaría del algoritmo sería la optimización de los valores de temperatura de salida del fluido frío, caudal másico del mismo y área de intercambio. Pero como se comentó antes, los resultados presentados en el desarrollo del algoritmo son ya los resultados finales, de forma que esos valores corresponden a los valores óptimos.

### 2.3.4.- Flujo de calor por unidad de área ( $\Theta$ )

Conociendo el flujo de calor y el área de intercambio, se puede conocer el flujo de calor intercambiado por unidad de área:

$$q' = 39417,74 \text{ Kcal / h}$$

$$A = 0,8658 \text{ m}^2$$

$$\Theta = 45526,91 \text{ Kcal / h m}^2$$

## 2.4. – Haz de tubos

El haz de tubos es la parte más importante de un intercambiador de calor tubular. En general los tubos constituyen el componente más costoso del intercambiador y el que se corroe con mayor facilidad.

El haz está alojado en una carcasa provisto de una tobera de entrada y otra de salida para el segundo fluido que circula por el exterior de los tubos, siguiendo el camino impuesto por las placas deflectoras. Estos elementos, así como todos los que entran en la construcción de los intercambiadores, han sido objeto de una normalización publicada por T.E.M.A. (Standars of Tubular Exchanger Manufacturers Association) que especifica las características mecánicas y térmicas correspondientes a las diversas condiciones de funcionamiento. Estas normas son complementadas con las normas A.P.I. y A.S.M.E.

### 2.4.1.- Características

Los tubos que componen en el haz tendrán las siguientes características:

#### 2.4.1.1.- Material

Se ha seleccionado acero al carbono, por ser el más habitual en este tipo de construcciones y el de menor coste.

Concretamente para la construcción de tubos de condensadores, el tipo de acero al carbono más económico que más se emplea es el :

**SA-178 grado A**

(capaz de soportar hasta 800 °F ( $\approx 427^{\circ}\text{C}$ ) sin sufrir oxidación)

**2.4.1.2.- Longitud**

La longitud de los tubos, que dará la longitud de la carcasa, puede ser fijada como variable de diseño y calcular con esta y con los requerimientos del proceso el número de tubos necesario. O bien, se puede seleccionar un determinado número de tubos, y calcular en este caso cuál sería la longitud de tubo necesaria.

Se tomará como variable de diseño la longitud de tubo y en el apartado 2.4.4. se procederá al cálculo del número de tubos necesario. Estas longitudes se encuentran normalizadas y corrientemente se utilizan las longitudes: 8, 10, 12, 16 y 20 pies. Para el diseño se selecciona en principio la menor de estas:

**Longitud tubo:  $l_t = 8 \text{ ft}$  ( 2,44 m)**

**2.4.1.3.- Espesor (BWG)**

Los espesores de los tubos también se encuentran normalizados en unidades de calibre de alambre de Birmingham (BWG) utilizándose normalmente tubos de 12, 14 o 16 BWG. Entre estos se ha seleccionado:

**Espesor: 12 BWG (2,77 mm)**

**2.4.1.4.- Diámetro externo (Diámetro nominal)**

Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior de 1/4 , 3/8 , 1/2, 5/8, 3/4, 1 1/4 y 1 1/2 in. Los que se emplean más frecuentemente en las plantas químicas son de diámetro exterior 3/4 y 1 in.

Para el diseño de los tubos se ha seleccionado un diámetro externo de 3/4 in:

**$d_0 = 3/4 \text{ in}$  (19,05 mm)**

Con el dato de este diámetro y el espesor BWG se conocen el resto de características estándar a través de la siguiente tabla en la que se muestran los principales valores de diámetro exterior:

Diámetro Exterior (in y mm)	BWG	Espesor (mm)	Diámetro Interior (cm)	Sección (cm <sup>2</sup> )	Superficie (m <sup>2</sup> /m)		Peso (kg/cm)
					exterior	interior	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1053	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Fig. II.39

2.4.2.- Disposición

La disposición del haz de tubos será de *paso cuadrado normal*, para facilitar la limpieza mecánica exterior del haz tubular.

2.4.3.- Distancia entre tubos (Pi)

El espaciado entre tubos  $P_i$ , es la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes, como se observa en la figura. Para diámetros externos de 3/4 in, el espaciado más común para pasos cuadrados es de 1 in.

$P_i = 1 \text{ in} \quad (25,4 \text{ mm})$

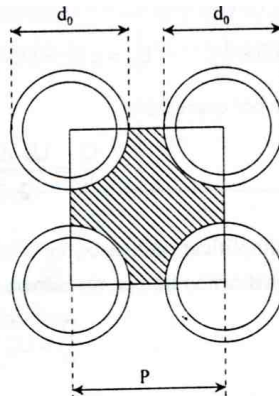


Fig. II.40

#### 2.4.4.- Número de tubos ( $N_t$ )

Los tubos se fijan en cada uno de sus extremos por mandrinado (o ensanche) a las dos placas tubulares. Las perforaciones de los huecos en estas placas están normalizadas, efectuándose según la disposición de los tubos (cuadrada o triangular) . Por tanto, una vez calculado el número de tubos, se buscará en las tablas normalizadas el número de tubos estándar que se acerque más al valor obtenido.

El número de tubos mínimos necesarios, viene dado por la siguiente expresión:

$$N_t = A' / (a \cdot n_c) \quad (80)$$

Donde:

$N_t$  = Número de tubos mínimo

$A'$  = Área de intercambio ( $m^2$ ) = 0,8658

$a$  = Área de intercambio de un tubo ( $m^2$ )

$n_c$  = Número de pasos por el lado de la carcasa = 1

El área de intercambio  $A'$  ha sido calculada en el apartado 2.3.3. , y el área de un tubo ( $a$ ) se calcula a partir de su longitud (apartado 2.4.1.2.) y su diámetro externo (2.4.1.4.):

$$a = \pi \cdot d_0 \cdot l_t \quad (81)$$

$d_0$ (m)	$l_t$ (m)	$a$ ( $m^2$ )
0,01905	2,44	<b>0,146</b>

Tabla II.174

Con los siguientes valores se calcula el número de tubos  $N_t$  dado por la expresión (80):

$A'$ ( $m^2$ )	$a$ ( $m^2$ )	$n_c$
0,8658	0,146	1

Tabla II.175

resultando:  $N_t = 5,93$

Con este valor mínimo se busca en tablas para disposición cuadrada, diámetro 3/4 in y espaciamiento de 1 in, cuál es el número de tubos estándar que más se acerca al valor obtenido como mínimo:

D <sub>c</sub> carcasa		Tubos: 3/4" P = 1"				Tubos: 1" P = 1 1/4"				Tubos: 1 1/4" P = 1 9/16"			
		número de pasos: n <sub>t</sub>				número de pasos: n <sub>t</sub>				número de pasos: n <sub>t</sub>			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Fig. II.41

Para número de pasos de tubo n<sub>t</sub>= 2, el número de orificios normalizados que se encuentra más cercano al mínimo de 5,93 es de 26. Por tanto se utilizarán 26 tubos:

$$N_t = 26$$

## 2.5.- Carcasa

El haz de tubos de encuentra alojado en una carcasa, provisto de una tobera de entrada y otra de salida para el fluido que circula por el exterior de los tubos siguiendo el camino impuesto por las placas deflectoras.

### 2.5.1.- Tipo

El tipo de carcasa que se empleará en el diseño del condensador, será de flujo dividido.

Los condensadores de flujo dividido consisten en un haz de tubos convencional con un deflector longitudinal removible y placas de soporte, así como de pequeños deflectores para inducir un flujo de lado a lado tanto del vapor como del condensado. El flujo es dividido y reagrupado posteriormente en una sola salida, por donde se obtiene el producto condensado como se observa en la figura:

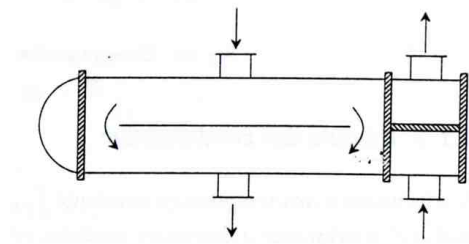


Fig. II.42

Los tipos de carcasa para intercambiadores de carcasa y tubo vienen designados por TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) con distintas letras como se muestra en la figura.

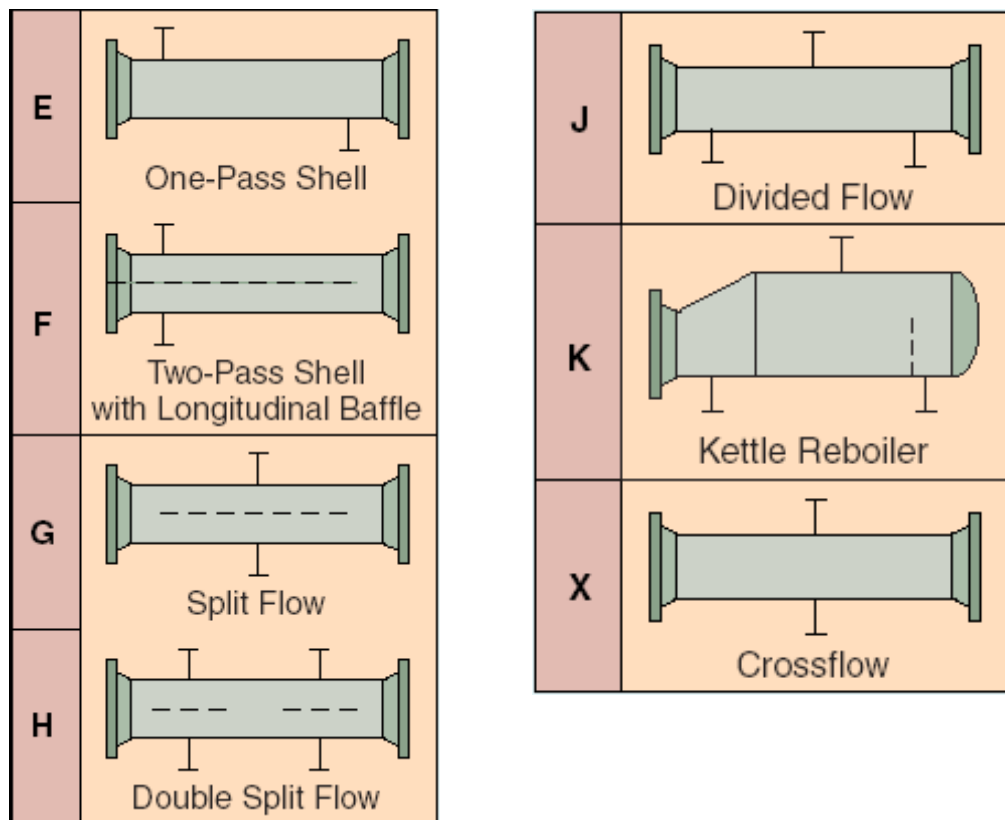


Fig. II.43



En este caso se trata de un condensador de flujo dividido, por tanto el tipo de carcasa a utilizar es el designado con la letra G.

**Carcasa: TIPO G (Tipo Flujo dividido)**

### 2.5.2.- Material

El material más usado en la construcción de las carcasas es el acero al carbono. Concretamente el acero **SA 285 grado C**, por ser el más apropiado para este tipo de intercambiadores.

### 2.5.3.- Dimensiones

#### 2.5.3.1.- Diámetro interno

El diámetro interior de la carcasa donde se encuentra el haz de tubos, viene dado por la tabla de la figura II.41 al seleccionar el número de tubos  $N_t = 26$ . Volviendo a esa tabla se observa que el diámetro interior estándar correspondiente de carcasa es de 8 in (20,3 cm).

$$d_c = 8 \text{ in } (20,3 \text{ cm})$$

#### 2.5.3.2.- Longitud

La longitud de la carcasa viene dada por la longitud de tubo seleccionada en el apartado 2.4.1.2. :

$$l_c = 8 \text{ ft } (2,44 \text{ m})$$

### 2.5.4.- Diseño mecánico

#### 2.5.4.1.- Datos básicos

Tanto la presión de diseño como la temperatura de diseño son calculadas según el *Código ASME Sección VIII División I*.

Presión de diseño:

El código ASME indica que la presión de diseño debe ser en todo caso mayor que la presión máxima de operación o servicio. Su valor se fija como el mayor de:

- \*  $P_D \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$
- \*  $P_D \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ Kg/cm}^2$
- \*  $P_D \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

La presión máxima de operación es:

$$P_{\text{máx}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,03322 \text{ Kg/cm}^2$$

Y la presión de diseño se calcula como:

$$- P_D = 1,1 \cdot P_{\text{máx}} = 1,1365 \text{ Kg/cm}^2$$

$$- P_D = P_{\text{máx}} + 2 \text{ Kg/cm}^2 = 3,03322 \text{ Kg/cm}^2$$

$$- P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

El mayor valor obtenido es el último, luego:

$$\begin{aligned} P_D &= 3,5 \text{ Kg/cm}^2 = \\ &= 3,387 \text{ atm} = \\ &= 49,782 \text{ psi} \end{aligned}$$

Temperatura de diseño

Al igual que en el apartado anterior, la temperatura de diseño debe ser superior a la máxima temperatura que se produzca durante la operación, y es habitual adoptar como temperatura de diseño el valor de:

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

La máxima temperatura que se origina durante la operación en el condensador es la temperatura del fluido caliente en el caso del segundo fraccionamiento:

$$T_{\text{máx}} = 115,8 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (388,95 K)}$$

La temperatura de diseño es entonces:

$$T_D = T_{\text{máx}} (\text{°C}) + 20\text{°C} = 135,8 \text{ °C}$$

Luego:

$  \begin{aligned}  T_D &= 135,8 \text{ °C} = \\  &= 408,95 \text{ K} = \\  &= 276,44 \text{ °F.}  \end{aligned}  $
---

#### 2.5.4.2.- Espesor mínimo

Los criterios de diseño que se utilizan en este apartado son los reflejados en el “*Boiler and Pressure Vessel Code*” que forma parte de la *Sección VIII División I* del *Código ASME*.

- La carcasa o coraza del condensador tendrá forma cilíndrica y disposición horizontal.
- El espesor de la misma se calculará teniendo en cuenta tanto los esfuerzos longitudinales ( $\delta_x$ ) como los circunferenciales ( $\delta_\phi$ ), y se tomará el mayor valor de los dos.
- El espesor mínimo será igual al espesor calculado en el paso anterior más un sobreespesor de corrosión, que en el caso de aceros al carbono es de 3 mm.

#### Esfuerzo circunferencial

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\epsilon_\phi = \frac{P_D \cdot r}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad (45)$$

Donde:

$\epsilon_\phi$  = Espesor (in)

$P_D$  = Presión de diseño (psi)

$r$  = Radio interior (in)

$\sigma$  = Tensión admisible (psi)

$E$  = Eficiencia de la soldadura

Se consideran los siguientes valores:

La presión de diseño ( $P_D$ ) es la calculada en el apartado 2.5.4.1. en sus correspondientes unidades, y el radio interior ( $r$ ) se calcula a partir del diámetro interior de carcasa calculado en el apartado 2.5.3.1. convirtiendo las unidades a pulgadas.

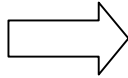
La tensión admisible  $\sigma$  es igual para este caso a la tensión máxima admisible ( $\sigma_{\max}$ ), la cual se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño del condensador (acero al carbono SA-285 C) se tiene que la tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de  $-20$  a  $650$  °F es de 13800 psi.

$$\sigma = \sigma_{\max} = 13800 \text{ psi}$$

Y por último, la eficiencia de la soldadura  $E$  toma el valor de  $E=1$  para tipo de junta 1 y radiografía completa, según la tabla II.197 (pág. 352) del anexo a la memoria de cálculo.

Se toman los valores que se resumen en la siguiente tabla, y se sustituyen en la expresión (45):

<b><math>P_D</math> (psi)</b>	49,782
<b><math>r</math> (in)</b>	3,996
<b><math>\sigma</math> (psi)</b>	13800
<b><math>E</math></b>	1



<b><math>\epsilon_\phi</math> (in)</b>	<b><math>\epsilon_\phi</math> (mm)</b>
<b>0,0144</b>	<b>0,367</b>

Tabla II.176

### Esfuerzo longitudinal

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$\epsilon_x = \frac{P_D \cdot r}{2 \cdot \sigma \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad (46)$$

Sustituyendo los valores dados en la tabla anterior (II.176), se tiene que en este caso el espesor vale:

$\epsilon_x$ (in)	$\epsilon_x$ (mm)
0,0072	0,183

**Espesor mínimo ( $\epsilon_{\min}$ ):**

Como espesor mínimo se toma el mayor valor de los dos calculados anteriormente, es decir el obtenido mediante esfuerzo circunferencial:  $\epsilon_{\phi} = 0,367$  mm, y se le suma el sobreespesor de corrosión  $C = 3$  mm

$$\epsilon_{\min} = \epsilon_{\phi} + C \quad (47)$$

<b><math>\epsilon_{\min} \approx 3,34</math> mm</b>
---

**2.5.5.- Diámetro externo**

El diámetro exterior de la carcasa vendrá dado por el diámetro interior calculado en el apartado 2.5.3.1. y el espesor mínimo del material calculado en el apartado anterior:

$$d_{c0} = d_c + 2 \cdot \epsilon_{\min} \quad (48)$$

$d_c$ (mm)	$\epsilon_{\min}$ (mm)	$d_{c0}$ (mm)
203	3,34	<b>210</b>

Tabla II.177

**2.5.6.- Pruebas**

Al completarse la fabricación en el taller y también durante las operaciones de mantenimiento, se probará hidrostáticamente el lado de la carcasa o coraza del intercambiador tubular con el fin de poder efectuar un examen visual de los extremos de los tubos y localizar las posibles fugas.

## 2.6.- Deflectores

El haz de tubos lleva deflectores transversales o placas de soporte que tienen por finalidad alargar el camino que circula por la carcasa y mejorar así la transmisión por el exterior de los tubos. Se produce un aumento en la transmisión de calor ya que con su empleo, se crea turbulencia en el líquido que fluye por el exterior de los tubos con lo cual se logran coeficientes de transferencia de calor más altos.

Estos deflectores están constituidos, generalmente, por un disco que tiene un diámetro ligeramente inferior al de la carcasa y que posee un segmento libre igual al 25% del diámetro interior de la carcasa.

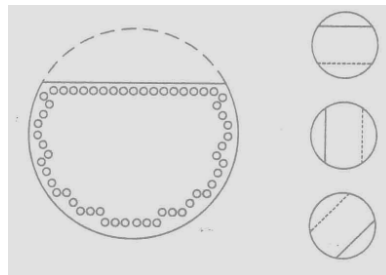


Fig. II.44

En el caso de condensador de flujo dividido, se contará además con un deflector longitudinal cuya función será precisamente la de fraccionar o dividir el flujo hacia ambos lados.

### 2.6.1.- Espaciamiento entre deflectores ( $\beta$ )

En general, el espaciamiento mínimo entre deflectores medido de centro a centro, está comprendido entre 1/5 del diámetro interno de la carcasa y el diámetro de esta, y no ha de ser menor de 2 in (50,8 mm). Luego:

$$d_c / 5 < \beta < d_c \quad (82)$$

$$\beta \geq 2 \text{ in}$$

$\beta$  estará comprendido entre 8/5 y 8 es decir:  $1,6 < \beta < 8$ . Dentro de este intervalo se toma:  $\beta = 5 \text{ in}$  (12,7 cm), con lo cual se cumple  $\beta \geq 2 \text{ in}$

$$\beta = 5 \text{ in (12,7 cm)}$$

### 2.6.2. – Número de deflectores

El número de deflectores necesarios vendrá dado por el cociente entre la longitud de tubo (apartado 2.4.1.2.) y el espaciamento  $\beta$  entre estos.

$$N^{\circ} \text{ Deflect.} = l_t / \beta \quad (83)$$

$$\text{Para : } \begin{cases} l_t = 244 \text{ cm} \\ \beta = 12,7 \text{ cm} \end{cases} \quad \longrightarrow \quad N^{\circ} \text{ Deflect.} = 19,21 \approx 19$$

Como son dos pasos por el lado de los tubos, el número de deflectores necesarios será el doble del anterior. Luego:

$$N^{\circ} \text{ Deflect.} = 38$$

### 2.6.3.- Tipo

Hay varios tipos de deflectores transversales que se emplean en los intercambiadores de calor, pero los más comunes son los *deflectores segmentados*, y serán los que se utilicen en el diseño de este equipo.

Los deflectores segmentados son hojas de metal perforadas como se muestra en la figura, cuyas alturas son generalmente un 75% del diámetro interior de la carcasa. También se conocen como deflectores con 25 % de corte.

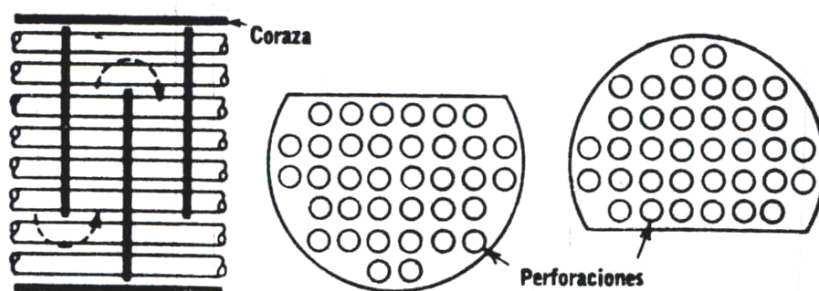


Fig. II.45

El deflector longitudinal, estará constituido por una simple chapa inserta en medio del haz de tubos.

### 2.6.4.- Altura ( $h_d$ )

Como se ha comentado en el apartado anterior, la altura de los deflectores segmentados suele ser el 75% del diámetro interior de la carcasa, luego:

$$h_d = 0,75 d_c \quad (84)$$

$d_c$  fue calculado en el apartado 2.5.3.1.:  $d_c = 8 \text{ in (20,3 cm)}$

La altura de los deflectores transversales que se obtiene es:

$$\mathbf{h_d = 6 \text{ in (15,225 cm)}}$$

En el caso del deflector longitudinal, se considera la longitud, que sería el 75% del valor de la longitud de la carcasa . Es decir:

$$l_d = 0,75 l_c \quad (85)$$

$l_c$  fue calculado en el apartado 2.5.3.2.:  $l_c = 8 \text{ ft (244 m)}$

La longitud del deflector longitudinal que se obtiene es:

$$\mathbf{l_d = 6 \text{ ft (187 cm)}}$$

## 2.7.- Cabezales

Los tipos principales de cabezales que se sitúan en los extremos del intercambiador (extremo frontal y extremo posterior) están establecidos por TEMA designados con distintas letras.

### 2.7.1.- Cabezal extremo frontal

Los tipos de cabezales frontales o también llamados estacionarios que define TEMA se observan en la página siguiente:



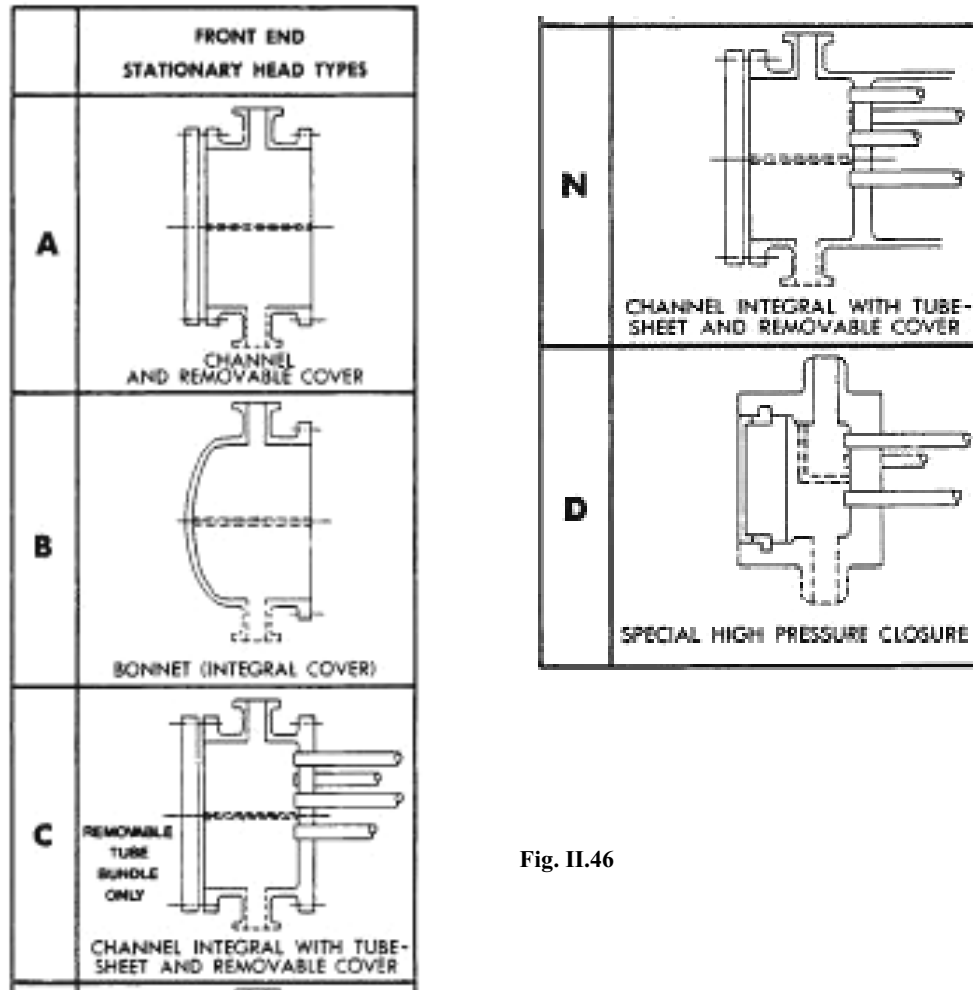


Fig. II.46

Los cabezales frontales o estacionarios son los cabezales del lado del tubo, y para el diseño de condensador de flujo dividido se utiliza un cabezal estacionario tipo A, de canal y cubierta desmontable:

### Cabezal estacionario Tipo A

#### 2.7.2.- Cabezal posterior

Los tipos de cabezales posteriores designados por TEMA se muestran a continuación:

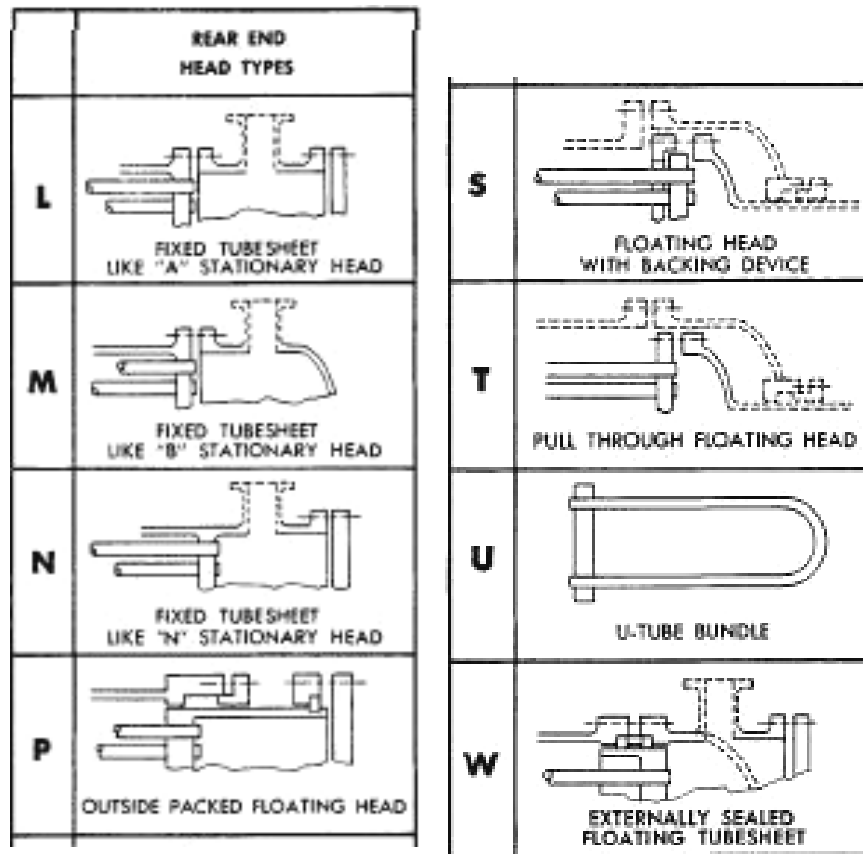


Fig. II.47

Para la configuración de los condensadores de cabezal flotante dada igualmente por TEMA, el cabezal posterior que se utiliza es un cabezal flotante con dispositivo de apoyo (Tipo S):

### Cabezal posterior tipo S

## 2.8.- Denominación del intercambiador

Siguiendo las prácticas recomendadas por TEMA para la designación de intercambiadores de carcasa y tubo mediante números y letras, el intercambiador se denominaría:

### TAMAÑO 8 – 96 TIPO AGS

Donde:

- 8 es el diámetro nominal, que corresponde al diámetro interior de la carcasa en pulgadas.

- 96 es la longitud nominal, que corresponde a la longitud de tubo en pulgadas
- A es el tipo de cabezal estacionario o frontal, G el tipo de carcasa y S el tipo de cabezal posterior.

## 2.9.- Prueba hidráulica

Todos los recipientes sometidos a presión deben ser comprobados antes de su puesta en operación. La comprobación consiste en ensayos no destructivos tales como radiografiados, comprobación con líquidos penetrantes y partículas magnéticas de las soldaduras, y una prueba hidráulica del recipiente a una presión mayor que la del proyecto.

Todo recipiente deberá diseñarse para resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- ✓ Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con el código *ASME VIII División I* y con el *RAP (Reglamento de Aparatos a Presión)* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Prueba inicial en el lugar de instalación, la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con *ASME VIII Div. I* y con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.
- ✓ Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el *RAP* y su *Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6*.

### 2.9.1.- Presión de prueba inicial

El valor mínimo de la presión de prueba hidráulica según el código *ASME VIII División I*, se determina por:

$$P_{\text{hmin}} = 1,5 \cdot P_D \cdot \left[ \frac{\sigma_{\text{máx,a}}}{\sigma_{\text{máx}}} \right] \quad (86)$$

Donde:

- $P_{hmin}$  = Presión de prueba hidráulica mínima (Kg/cm<sup>2</sup>)
- $P_D$  = Presión de diseño (Kg/cm<sup>2</sup>)
- $\sigma_{máx,a}$  = Tensión máxima admisible del material a la temperatura ambiente (Kg/cm<sup>2</sup>)
- $\sigma_{máx}$  = Tensión máxima admisible del material a la temperatura de diseño (Kg/cm<sup>2</sup>)

La presión de diseño  $P_D$  fue calculada en el apartado 2.5.4.1. : 3,5 Kg/cm<sup>2</sup>

La temperatura de diseño para obtener la tensión máxima admisible del material fue calculada también en el apartado 2.5.4.1.: 135,8 °C, y la tensión máxima admisible para el acero al carbono SA-285 C es de 13800 psi en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F (343,33 °C), luego :  $\sigma_{máx,a} = \sigma_{máx} = 13800 \text{ psi} = 970,23 \text{ Kg/cm}^2$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (86) , la presión mínima de prueba hidráulica que se obtiene es: 5,25 Kg/cm<sup>2</sup>

$P_D$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{máx,a}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{máx}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$P_{hmin}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )
3,5	970,23	970,23	<b>5,25</b>

Tabla II.178

### 2.9.2.- Presión de prueba periódica

El reglamento español de aparatos a presión (RAP) requiere, además de una prueba inicial, otra periódica a una presión de:

$$P_{hmin} = 1,3 \cdot P_D \cdot \frac{\sigma_{máx,a}}{\sigma_{máx}} \quad (87)$$

Sustituyendo los valores de la tabla siguiente en la expresión (87) , la presión mínima de prueba periódica que se obtiene es: 4,55 Kg/cm<sup>2</sup>

$P_D$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx,a}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	$\sigma_{\text{máx}}$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	<b><math>P_{\text{hmin}}</math> (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>
3,5	970,23	970,23	<b>4,55</b>

Tabla II.179

## CAPÍTULO 5: DISEÑO DE TUBERÍAS

---

El objeto de este capítulo es la propuesta y selección de un material, diámetro y espesor adecuados para las conducciones que forman parte de la unidad proyectada.

Esta selección se realiza únicamente a título orientativo, ya que una vez seleccionadas las características de la tubería, habría que efectuar un estudio más detallado para valorar los posibles fenómenos de pérdida de carga. Este cometido no podría llevarse a cabo hasta conocer en el momento del montaje, qué cantidad de accesorios serían necesarios en función de cómo sea la distribución en planta de los equipos.

Por estas razones, en este capítulo se propone de modo orientativo y aproximado cuáles podrían ser las características de las conducciones a utilizar.

### 1- MATERIALES

El material que se utilizará para la construcción de todas las tuberías de proceso, tanto para aquellas que transportan líquido como vapor será **acero al carbono calmado** del tipo **A-106 Grado B**.

El límite máximo de temperatura para el empleo de este tipo de acero es de 538°C, según indica el código.

### 2- DIÁMETROS NOMINALES

Para obtener el diámetro nominal de cada una de las tuberías, se debe calcular en primer lugar el diámetro teórico para cada una de ellas. Este, se puede estimar en función del caudal de fluido que ha de circular por la conducción, y de la elección de una velocidad media de circulación del fluido, que normalmente se fija en base a la experiencia:

$$\bar{v} = \frac{Q}{S} \quad (32)$$

Donde:

- $\bar{v}$  = velocidad media de circulación del fluido (m/s)
- $Q$  = Caudal volumétrico ( $m^3/s$ )
- $S$  = Sección de la tubería ( $m^2$ )

Las tuberías que se utilizan son cilíndricas, por tanto su sección viene dada por la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot (d^2/4) \quad (88)$$

Sustituyendo ésta en la expresión (32) en la que  $v = Q/S$  y despejando el diámetro (d), queda:

$$d = \left[ \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v} \right]^{0,5} \quad (89)$$

Este diámetro teórico se incrementa en un 10 % considerando que las tuberías deben tener cierta flexibilidad y cierto margen en cuanto a capacidad, para trabajar a posibles caudales más elevados si las circunstancias así lo requiriesen.

Para obtener el diámetro nominal de las tuberías, una vez determinado el diámetro teórico para cada una de ellas, se debe seleccionar mediante tablas el diámetro comercial (diámetro nominal) inmediatamente superior.

Las tuberías totales necesarias en la instalación son siete. En la tabla siguiente se numeran y nombran cada una de ellas indicando el fluido que transportan, así como cuáles son los equipos que conectan:

Nº Tubería	Nomenclatura	Inicio-Fin	Fluido transportado
1	<i>E-101 / V-101</i>	Tanque alimentación - Columna	Vapor
2	<i>V-101 / E-101</i>	Columna - Tanque alimentación	Líquido
3	<i>V-101 / E-102</i>	Columna - Condensador	Vapor
4	<i>E-102 / V-102</i>	Condensador - Acumulador	Líquido
5	<i>V-102 / T</i>	Acumulador - Bifurcación	Líquido
6	<i>T / V-101</i>	Bifurcación - Columna	Líquido
7	<i>T / DD</i>	Bifurcación - Depósito Destilado	Líquido

Tabla II.180

### 2.1.- Tubería *E-101 / V-101*

A través de esta conducción el vapor ascendente que se genera en el tanque de alimentación entra en la columna por su parte inferior.

Para calcular el diámetro teórico de la misma, se necesita conocer los valores de velocidad media ( $\bar{v}$ ) y caudal volumétrico del fluido que circula por ella (Q).

La velocidad media se selecciona a través de la experiencia en función del tipo de fluido. En el siguiente cuadro se muestran las velocidades medias de circulación para distintos fluidos:



- Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de 0 a 2 Kg/cm <sup>2</sup> .....	20 m/s
- Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión > 2 Kg/cm <sup>2</sup> .....	30 m/s
- Vapor de agua recalentado a presión < 14 Kg/cm <sup>2</sup> .....	50 m/s
- Vapor de agua recalentado a presión > 14 Kg/cm <sup>2</sup> .....	50-70 m/s
- Agua, en servicios normales.....	1,2-1,8 m/s
- Amoníaco líquido.....	1,8 m/s
- Amoníaco gas.....	30 m/s
- Aceites.....	1,5 m/s
- Cloro líquido.....	1,5 m/s
- Gas natural.....	30 m/s
- Hidrógeno.....	20 m/s
- Aire (0-2 Kg/cm <sup>2</sup> ) .....	20 m/s
- Oxígeno (temperatura ambiente) .....	10 m/s
- Ácido sulfúrico.....	1,2 m/s
- Agua de mar (en tubería recubierta de goma) .....	1,5-2,4 m/s
- Agua de mar (en tubería recubierta de cemento) .....	1,5-3,5 m/s

Tabla II.181

En función de esto, para el vapor que circula por esta tubería se selecciona una velocidad media igual a 20 m/s:

$$\bar{v} = 20 \text{ m/s}$$

El caudal volumétrico medio Q (m<sup>3</sup>/h) fue calculado en el apartado 4.1.2. Capítulo 2 del anexo de cálculo (tabla II.86), tanto para el primer como para el segundo fraccionamiento. El dimensionamiento de la tubería, se hará en función del mayor caudal que circule por ella:

<i>Fraccionamiento 1º</i>	<i>Fraccionamiento 2º</i>
<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>
120,22	30,707

Tabla II.182

El caudal volumétrico medio que se tomará será el correspondiente al obtenido para el primer fraccionamiento, por ser el mayor de los dos:

$$Q = 120,22 \text{ m}^3/\text{h}$$

Haciendo la conversión de horas a segundos y sustituyendo los valores de v (m/s) y Q (m<sup>3</sup>/s) en la expresión (89), se obtiene que el diámetro teórico es de 46,108 mm (1,815 in):

$\bar{v}$ (m/s)	$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /h)	$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /s)	d (mm)	d (in)
20	120,22	0,0334	46,108	<b>1,815</b>

Tabla II.183

Incrementando el valor obtenido un 10 %, el diámetro que resulta es de:

$$d = 1,996 \text{ in}$$

Con este diámetro teórico obtenido, se selecciona el diámetro nominal partir de la siguiente tabla de diámetros estandarizados para tuberías de acero:

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft. or surface, ft <sup>2</sup> /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
¾	0.405	10S	.049	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0904	0.231	115.5	0.19
		40ST, 40S	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.215	.093	.00025	.106	.0563	.113	56.5	.31
¾	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.095	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.119	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
¾	0.675	10S	.065	.545	.125	.00162	.177	.143	.727	363.5	.42
		40ST, 40S	.091	.493	.167	.00133	.177	.129	.596	298.0	.57
		80XS, 80S	.126	.423	.217	.00098	.177	.111	.440	220.0	.74
¾	0.840	5S	.065	.710	.158	.00275	.220	.186	1.234	617.0	.54
		10S	.083	.674	.197	.00248	.220	.176	1.112	556.0	.67
		40ST, 40S	.109	.622	.250	.00211	.220	.163	0.945	472.0	.85
		80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.188	.464	.385	.00117	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.504	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
¾	1.050	5S	.065	.920	.201	.00461	.275	.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	.083	.884	.252	.00426	.275	.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	.113	.824	.333	.00371	.275	.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.917	458.5	1.94
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.84
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1¼	1.660	5S	.065	1.530	0.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.11
		10S	.109	1.442	0.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	0.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	0.881	.00891	.435	.335	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1¼	1.900	5S	.065	1.770	0.375	.01709	.497	.463	7.67	3835	1.28
		10S	.109	1.682	0.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	.065	2.245	0.472	.02749	.622	.588	12.34	6170	1.61
		10S	.109	2.157	0.776	.02538	.622	.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	.154	2.067	1.075	.02330	.622	.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		160	.344	1.687	2.195	.01552	.622	.436	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
2½	2.875	5S	.083	2.709	0.728	.04003	.753	.709	17.97	8985	2.48
		10S	.120	2.635	1.039	.03787	.753	.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	.203	2.469	1.704	.03322	.753	.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	.276	2.323	2.254	.02942	.753	.608	13.20	6600	7.66
		160	.375	2.125	2.945	.02463	.753	.556	11.07	5535	10.01
		XX	.552	1.771	4.028	.01711	.753	.464	7.68	3840	13.69
3	3.500	5S	.083	3.334	0.891	.06063	.916	.873	27.21	13,605	3.03
		10S	.120	3.260	1.274	.05796	.916	.853	26.02	13,010	4.33
		40ST, 40S	.216	3.068	2.228	.05130	.916	.803	23.00	11,500	7.58
		80XS, 80S	.300	2.900	3.016	.04587	.916	.759	20.55	10,275	10.25
		160	.438	2.624	4.213	.03755	.916	.687	16.86	8430	14.32
		XX	.600	2.300	5.466	.02885	.916	.602	12.95	6475	18.58
3½	4.0	5S	.083	3.834	1.021	.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	.120	3.760	1.463	.07711	1.047	0.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	.226	3.548	2.680	.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80XS, 80S	.318	3.364	3.678	.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.50
4	4.5	5S	.083	4.334	1.152	.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	.120	4.260	1.651	.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	.237	4.026	3.17	.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98

Tabla II.184

El diámetro nominal (DN) inmediatamente superior correspondiente a 1,996 pulgadas, es de 2 in:

$$\text{DN} = 2 \text{ in}$$

## 2.2.- Tubería V-101 / E-101

A través de esta conducción, el líquido descendente rico en los componentes más pesados, sale de la parte inferior de la columna y llega al tanque de alimentación encamisado.

La velocidad media de circulación, se selecciona de la tabla II.181 como el valor medio del intervalo 1,2-1,8 para el caso de agua en servicios normales. Por tanto, se toma:

$$v = 1,5 \text{ m/s}$$

El caudal volumétrico de líquido medio, se calcula para los dos fraccionamientos y se toma el mayor de estos para el dimensionado de la tubería.

Como se ha supuesto que los flujos de líquido y vapor en la columna son constantes para cada una de las operaciones, el flujo de líquido recirculado (L) que entra en la columna por su parte superior, será el flujo de líquido que descienda a través de la columna. A partir del flujo másico de líquido L (Kg/h) de cada uno de los fraccionamientos (tabla II.92), y de sus correspondientes densidades medias  $\bar{\rho}$  (Kg/m<sup>3</sup>), se obtiene que el caudal volumétrico Q (m<sup>3</sup>/h). Las densidades que se toman para cada uno de los fraccionamientos son las densidades medias obtenidas para los productos de colas respectivamente (tabla II.94):

<u>Fraccionamiento</u>	$L_i$ (Kg /h)	$\bar{\rho}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /h)
1°	70,781	816	0,0867
2°	72,216	812	0,0889

Tabla II.185

De los dos caudales volumétricos calculados se toma el mayor, que corresponde al segundo fraccionamiento:

$$\bar{Q} = 0,0889 \text{ m}^3/\text{h}$$

Haciendo la conversión de horas a segundos y sustituyendo los valores de  $\bar{v}$  (m/s) y  $\bar{Q}$  (m<sup>3</sup>/s) en la expresión (89), se obtiene que el diámetro teórico es de 4,579 mm (0,180 in):

$\bar{v}$ (m/s)	$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /h)	$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /s)	d (mm)	d (in)
1,5	0,0889	$2,47 \cdot 10^{-5}$	4,579	<b>0,180</b>

Tabla II.186

Incrementando el valor obtenido un 10 %, el diámetro que resulta es de:

$$d = 0,198 \text{ in}$$

Con este diámetro teórico obtenido, se selecciona el diámetro nominal partir de la tabla II.184 de diámetros estandarizados para tuberías de acero. El diámetro nominal (DN) inmediatamente superior correspondiente a 0,198 pulgadas, es de 0,25 in:

<b>DN = 1/4 in</b>
--------------------

### 2.3.- Tubería V-101 / E-102

A través de esta conducción el vapor de cabezas procedente de la parte superior de la columna llega al condensador.

Mirando en la tabla II.181, para el vapor que circula por esta tubería se selecciona una velocidad media igual a 20 m/s:

$$\bar{v} = 20 \text{ m/s}$$

El caudal volumétrico medio  $\bar{Q}$  (m<sup>3</sup>/h) fue calculado en el apartado 4.1.2. Capítulo 2 del anexo de cálculo (tabla II.86), tanto para el primer como para el segundo fraccionamiento. El dimensionamiento de la tubería, se hará en función del mayor caudal que circule por ella:

<i>Fraccionamiento 1°</i>	<i>Fraccionamiento 2°</i>
$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /h)	$\bar{Q}$ (m <sup>3</sup> /h)
120,22	30,707

Tabla II.187

El caudal volumétrico medio que se tome será el correspondiente al obtenido para el primer fraccionamiento, por ser el mayor de los dos:

$$\overline{Q} = 120,22 \text{ m}^3/\text{h}$$

Haciendo la conversión de horas a segundos y sustituyendo los valores medios de  $v$  (m/s) y  $Q$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) en la expresión (89), se obtiene que el diámetro teórico es de 46,108 mm (1,815 in):

$\overline{v}$ (m/s)	$\overline{Q}$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$\overline{Q}$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	$d$ (mm)	$d$ (in)
20	120,22	0,0334	46,108	<b>1,815</b>

Tabla II.188

Incrementando el valor obtenido un 10 %, el diámetro que resulta es de:

$$d = 1,996 \text{ in}$$

Con este diámetro teórico obtenido, se selecciona el diámetro nominal partir de la tabla II.184 de diámetros estandarizados para tuberías de acero. El diámetro nominal (DN) inmediatamente superior correspondiente a 1,996 pulgadas, es de 2 in:

<b>DN = 2 in</b>
------------------

## 2.4.- Tubería E-102 / V-102

A través de esta conducción va a circular el vapor ya condensado totalmente, desde el intercambiador del que procede hasta el acumulador de reflujo.

La velocidad media de circulación, se selecciona de la tabla II.181 como el valor medio del intervalo 1,2-1,8 para el caso de agua en servicios normales. Por tanto, se toma :

$$\overline{v} = 1,5 \text{ m/s}$$

El caudal volumétrico de líquido medio  $\overline{Q}$  ( $\text{m}^3/\text{h}$ ), se calcula para los dos fraccionamientos y se toma el mayor de estos para el dimensionado de la tubería. Este se determina a partir del caudal másico de vapor condensado  $V$  (Kg/h) de cada uno de los fraccionamientos (tabla II.92), y de sus correspondientes

densidades medias  $\rho$  ( $\text{Kg/m}^3$ ) . Las densidades que se toman para cada uno de los fraccionamientos son las densidades medias obtenidas para los productos de cabezas respectivamente (tabla II.94):

<u>Fraccionamiento</u>	$V_i$ (Kg /h)	$\bar{\rho}$ ( $\text{Kg/m}^3$ )	$\bar{Q}$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
<b>1°</b>	86,308	970	0,089
<b>2°</b>	85,611	837	0,102

Tabla II.189

De los dos caudales volumétricos calculados se toma el mayor, que corresponde al segundo fraccionamiento:

$$\bar{Q} = 0,102 \text{ m}^3/\text{h}$$

Haciendo la conversión de horas a segundos y sustituyendo los valores de  $\bar{v}$  (m/s) y  $\bar{Q}$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) en la expresión (89), se obtiene que el diámetro teórico es de 4,579 mm (0,180 in):

$\bar{v}$ (m/s)	$\bar{Q}$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$\bar{Q}$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	d (mm)	d (in)
1,5	0,102	$2,84 \cdot 10^{-5}$	4,911	<b>0,193</b>

Tabla II.190

Incrementando el valor obtenido un 10 %, el diámetro que resulta es de:

$$d = 0,212 \text{ in}$$

Con este diámetro teórico obtenido, se selecciona el diámetro nominal partir de la tabla II.184 de diámetros estandarizados para tuberías de acero. El diámetro nominal (DN) inmediatamente superior correspondiente a 0,212 pulgadas, es de 0,25 in:

<b>DN = 1/4 in</b>
--------------------

### 2.5.- Tubería *V-102 /T*

Esta corta tubería conduce el destilado procedente del acumulador de reflujo, hasta una bifurcación, que normalmente será en forma de “T”, en la que dicho destilado se divide en dos en función de la relación de reflujo a la que se trabaje : una parte del mismo se recirculará a la columna y la otra parte se obtendrá como producto.

Esta tubería trabaja con el mismo caudal y con el mismo fluido que la conducción anterior, por tanto es de suponer que tendrá las mismas características que esta.:

$$\text{DN} = 1/4 \text{ in}$$

### 2.6.- Tubería *T /V-101*

A través de esta conducción, una determinada proporción de destilado es recirculado a la columna. Es una bifurcación de la tubería anterior, en la que una parte se recircula y la otra parte se obtiene como producto destilado en función de la relación de reflujo que se establezca.

Puesto que la relación de reflujo puede ser aumentada o disminuida en función de los requerimientos de la operación, el dimensionamiento de esta tubería se hará para su condición máxima de trabajo, es decir para el caso en el que se trabaje a relación de reflujo total. Bajo este supuesto, todo el líquido procedente del acumulador se recircularía a la columna, y no habría corriente de salida del producto.

Si la relación de reflujo es total, el caudal de reflujo es el mismo que el que circula por la tubería anterior. Puesto que el caudal y el fluido son el mismo, es de suponer que tendrá las mismas características que dicha conducción:

$$\text{DN} = 1/4 \text{ in}$$

### 2.7.- Tubería *T /DD*

Esta tubería , conduce la corriente de producto hasta el tanque o depósito de destilado en el cual se recoge . Tiene su origen en una bifurcación en la que una



parte del destilado se recircula y la otra parte se obtiene como producto. Esta distribución vendrá dada por la relación de reflujo, y puesto que esta puede ser aumentada o disminuida en función de los requerimientos de operación, el dimensionamiento de esta tubería se hará para su condición máxima de trabajo, es decir para el caso en el que se trabaje a relación de reflujo cero (destilación abierta). Bajo este supuesto, todo el líquido procedente del acumulador saldrá como corriente neta de producto destilado, y por tanto el caudal de esa corriente será el mismo que el que sale del acumulador. Puesto que el caudal y el fluido son el mismo, es de suponer que esta tubería tendrá las mismas características que la tubería que va del acumulador a la bifurcación (*V-102 /T*):

$$\text{DN} = 1/4 \text{ in}$$

A modo de resumen, en la siguiente tabla se muestran los resultados para cada una de las tuberías, donde *DE* representa al *diámetro exterior* que viene estandarizado para cada diámetro nominal como se observa en la tabla II.184:

Nº Tubería	Nomenclatura	DN (in)	DE (in)	v (m/s)	Q <sub>máx</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Fluido transportado
1	<i>E-101 / V-101</i>	2	2,375	20	120,22	Vapor
2	<i>V-101 / E-101</i>	1/4	0,540	1,5	0,0889	Líquido
3	<i>V-101 / E-102</i>	2	2,375	20	120,22	Vapor
4	<i>E-102 / V-102</i>	1/4	0,540	1,5	0,102	Líquido
5	<i>V-102 / T</i>	1/4	0,540	1,5	0,102	Líquido
6	<i>T / V-101</i>	1/4	0,540	1,5	0,102	Líquido
7	<i>T / DD</i>	1/4	0,540	1,5	0,102	Líquido

Tabla II.191

*NOTA : Los diámetros nominales igual a ¼ para las tuberías 2,4,5,6, y 7, no son definitivos, ya que en el cálculo de los espesores se comprueba que para cumplir el espesor mínimo, se ha de seleccionar un diámetro nominal de ½ in. (Ver resultados definitivos en tabla II.195)*

### 3- ESPESORES

Los espesores mínimos para cada una de las tuberías anteriores, teniendo en cuenta el sobreespesor de corrosión y la tolerancia de fabricación, se calculan mediante la expresión (90) que se expone a continuación. Una vez calculados los espesores mínimos, los espesores reales o comerciales así como el número de cédula o designación, se seleccionan a partir de estos y del diámetro nominal de cada tubería, mediante la tabla II.184.

$$\varepsilon_{min} = \left[ \frac{P_D \cdot d_0}{2 (\sigma_{m\acute{a}x} \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right] M \quad (90)$$

Donde:

- $\varepsilon_{min}$  = Espesor mínimo de la tubería (in)
- $P_D$  = Presión de diseño (psi)
- $d_0$  = Diámetro externo de la tubería (in)
- $\sigma_{m\acute{a}x}$  = Tensión máxima admisible del material (psi)
- $E$  = Factor de eficiencia de la soldadura
- $Y$  = Coeficiente dado en función del material y de la temperatura
- $M$  = Tolerancia de fabricación
- $C$  = Sobreespesor de corrosión (in)

La presión de diseño  $P_D$ , se estima incrementando en un 10% la presión máxima de operación:

$$P_D = 1,1 \cdot P_{m\acute{a}x}$$

Todas las tuberías trabajan a presión atmosférica, por tanto la presión de diseño será también la misma para todas:

Presión máxima de operación:

$$P_{\text{máx}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,03322 \text{ Kg/cm}^2 = 14,7 \text{ psi}$$

Presión de diseño:

$$P_D = 1,1 \cdot P_{\text{máx}} = 1,1365 \text{ Kg/cm}^2 = \mathbf{16,17 \text{ psi}}$$

La tensión máxima admisible del material ( $\sigma_{\text{máx}}$ ) se encuentra tabulada en la bibliografía para cada material a diferentes temperaturas (ver tabla II.196, pág. 351). Para el material que se ha seleccionado en el diseño de las tuberías (acero al carbono SA-106 B) se tiene que la tensión máxima admisible en el intervalo de temperaturas de -20 a 650 °F es de 15000 psi.

$$\sigma_{\text{máx}} = \mathbf{15000 \text{ psi}}$$

Suponiendo que el modo de fabricación de las tuberías es sin soldadura o costura, el factor de eficiencia de la soldadura E toma el valor de 1.

$$\mathbf{E = 1}$$

El coeficiente Y depende del material de la tubería y de la temperatura. Se encuentra tabulado en la bibliografía:

Tª (°F)	< 900	950	1000	1050	1100	≥ 1150
Aceros Ferríticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros Austeníticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7

**Tabla II.192**

Para temperaturas menores a 900 °F, el coeficiente vale en cualquier caso 0,4:

$$\mathbf{Y = 0,4}$$

La tolerancia de fabricación (M) es de 12,5 % para tuberías de acero sin costura:

$$\mathbf{M = 1,125}$$

La tolerancia de fabricación o sobreespesor de corrosión (C) para aceros al carbono es de 3 mm (0,118 in):

$$\mathbf{C = 0,118 \text{ in}}$$

Todos estos valores son comunes para el cálculo del espesor de todas las tuberías. Se resumen en la siguiente tabla:

$P_D$ (psi)	$\sigma_{\text{máx}}$ (psi)	E	Y	M	C (in)
16,17	15000	1	0,4	1,125	0,118

Tabla II.193

### 3.1.- Espesores mínimos

El espesor mínimo necesario ( $\epsilon_{\text{min}}$ ) para cada una de las tuberías, se obtiene sustituyendo en la expresión (90) el diámetro externo correspondiente en pulgadas y los valores anteriores:

Nº Tubería	Nomenclatura	DE (in)	$\epsilon_{\text{min}}$ (in)
1	<i>E-101 / V-101</i>	2,375	0,134
2	<i>V-101 / E-101</i>	0,540	0,133
3	<i>V-101 / E-102</i>	2,375	0,134
4	<i>E-102 / V-102</i>	0,540	0,133
5	<i>V-102 / T</i>	0,540	0,133
6	<i>T / V-101</i>	0,540	0,133
7	<i>T / DD</i>	0,540	0,133

Tabla II.194

### 3.2.- Espesores comerciales

Los espesores comerciales así como el número de cédula o designación, se seleccionan a partir los espesores mínimos y del diámetro nominal de cada tubería,

mediante la tabla II.184. Se tomará el valor de espesor inmediatamente superior al espesor mínimo dentro de los que se ofrecen para cada diámetro nominal.

Para las tuberías 1 y 3 con diámetro nominal de 2 pulgadas y espesor mínimo de 0,134 in, el valor del espesor según la tabla II.184 sería de 0,154, y su correspondiente n° de cédula: 40STD.

Para las tuberías 2,4,5,6, y 7, con diámetro nominal de 0,25 pulgadas y espesor mínimo de 0,133 in, el mayor valor de espesor que se encuentra en la tabla II.184 para ese diámetro nominal es de 0,119. Puesto que este valor no llega al mínimo necesario, habrá que considerar un diámetro nominal de tubería mayor, en el que sí se fabriquen espesores mayores a 0,133 in.

Mirando la tabla se tomará un diámetro nominal igual a 0,5 in. El espesor comercial que se selecciona inmediatamente superior a 0,133 es de 0,147, cuyo n° de cédula correspondiente sería: 80XS. Con el diámetro exterior correspondiente al DN = 0,5 in, se calcula de nuevo el espesor mínimo (que resulta ser 0,133 in) y se comprueba que se encuentra por debajo de 0,147 in.

Los resultados finales de diámetro nominal, espesor mínimo, espesor comercial y n° de cédula para cada una de las tuberías, se resumen en la siguiente tabla:

N° Tubería	Nomenclatura	DN (in)	DE (in)	$\epsilon_{\min}$ (in)	$\epsilon$ (in)	$\epsilon$ (mm)	N° Cédula
1	E-101 / V-101	2	2,375	0,134	0,154	3,91	40STD
2	V-101 / E-101	½	0,840	0,133	0,147	3,73	80XS
3	V-101 / E-102	2	2,375	0,134	0,154	3,91	40STD
4	E-102 / V-102	½	0,840	0,133	0,147	3,73	80XS
5	V-102 / T	½	0,840	0,133	0,147	3,73	80XS
6	T / V-101	½	0,840	0,133	0,147	3,73	80XS
7	T / DD	½	0,840	0,133	0,147	3,73	80XS

Tabla II.195

## 4- LONGITUDES

La longitud de tubo necesaria para cada una de las conducciones, vendrá determinada por el mayor o menor acercamiento entre los distintos equipos en cuanto a distancia y altura. Dado que se desconoce la distribución en planta, pues esta dependerá del lugar concreto en el que vaya a ser la instalación, no se puede predecir con exactitud la longitud que se necesitará de cada una de las tuberías, al igual que tampoco se conoce el número exacto de accesorios (codos, uniones...etc). Estas cuestiones serán resueltas una vez que se proceda al montaje.

La razón por la que estos datos no pueden ser recogidos en el proyecto con antelación al montaje, es porque el diseño que se ha realizado no va dirigido expresamente a una determinada planta, y por tanto se desconoce la ubicación que tendrá la unidad proyectada en el interior de la misma.

## 5- AISLAMIENTO

Con el objetivo de minimizar las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes de las conducciones hacia el medio exterior, lo cual se traduce en una pérdida energética y por tanto económica, se decide aislar las tuberías térmicamente.

Como material aislante térmico se ha seleccionado la *lana de vidrio* por las razones que se exponen en el apartado 7.5. del segundo capítulo de la memoria.

Para este caso, la lana de vidrio se presenta en lo que se conoce como *coquillas*, que consiste en tubos cilíndricos de 1,2 metros de longitud premoldeados con una pared cortada a lo largo de su generatriz para permitir su apertura y de esta forma su colocación sobre la tubería, y con espesores entre los 30 y los 80 mm.

El intervalo de temperaturas en el que se emplea este tipo de aislante es entre  $-30$  °C y  $250$  °C.

Diámetro		Espesor (mm)	Longitud (m)
Pulgadas	Interior de la coquilla (mm)		
1/2	21	30, 40 y 50	1,2
3/4	27		
1	34		
1 1/4	42		
1 1/2	48		
2	60		
2 1/2	76		
3	89	30, 40 y 80	1,2
4	114		
5	140		
6	169		
8	219		



Fig. II.29

Mirando la siguiente tabla proporcionada por el fabricante, para los diámetros externos DE de las distintas tuberías: 0,840 in y 2,375 in (ver tabla II.195), se toman los valores inmediatamente superiores, que serían respectivamente: 1 in y 2,5 in, siendo el espesor más económico para ambas de 30 mm.

Aislamiento Térmico Tuberías			CALEFACCIÓN							
PRODUCTO	DIÁMETRO		ESPEORES							
	TUBERÍA "	Interior: Coquillas, mm	30 mm		40 mm		50 mm		60 mm	
			€/ml	ml/bolsa	€/ml	ml/bolsa	€/ml	ml/bolsa	€/ml	ml/bolsa
<b>COQUILLAS ISOVER</b> Elementos moldeados de lana de vidrio con forma cilíndrica y estructura concéntrica. Llevan practicada una abertura en su generatriz para permitir su colocación sobre la tubería.	1/2	21	2,23	44,40	2,88	30,00				
	3/4	27	2,45	38,40	3,19	26,40				
	1	34	2,55	32,40	3,53	22,80	4,65	16,80		
	1 1/4	42	2,73	27,60	3,90	20,40	4,99	14,40		
	1 1/2	48	3,02	25,20	4,18	18,00	5,47	13,20		
	2	60	3,38	21,60	4,60	15,60	5,99	12,00		
	2 1/2	76	3,70	15,60	5,28	12,00	7,26	9,60		
	3	89	4,42	13,20	5,99	10,80	7,73	8,40		
	4	114	5,23	9,60	7,10	8,40	8,95	7,20	11,11	6,00
	5	140	5,99	7,20	8,61	6,00	10,80	4,80	13,06	4,80
6	169	7,29	6,00	10,09	4,80	12,54	4,80	15,21	3,60	
8	219	9,41	3,60	12,94	3,60	15,72	3,60	18,94	2,40	

Longitud: 1,20 m. Bultos/camión: 250. CLASE LOGÍSTICA: B.  
 Nota: Para diámetros de 10" y espesores mayores de 60 mm consultar.

Fig. II.30

**Aislamiento:**

- Lana de vidrio
- Espesor : 30 mm

**6- PRUEBAS**

Las distintas tuberías antes de su puesta en servicio, serán sometidas a las pruebas pertinentes que establece el *Código ANSI B31* para tuberías a presión, concretamente la sección *ANSI B31.3*. para “Tuberías de Refinerías de Petróleo y Plantas Químicas” (*Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code*).



PROPIEDADES DE LOS MATERIALES: ACERO AL CARBONO Y DE BAJO CONTENIDO DE ELEMENTOS DE ALEACIÓN												
Valores máximos de esfuerzo permitido a tensión 1000 lb/pulg <sup>2</sup> *												
Especificación		Para temperatura del metal no mayor de, grados F										
Número	Grado	-20 a 650	700	750	800	850	900	950	1050	1100	1150	1200
SA-283	C	12.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-285	C	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	-	-	-	-	-
SA-515	55	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	60	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	65	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	70	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	55	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	60	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	65	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	70	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-105		17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-181	I	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-350	LF1	15.0	14.4	13.0	10.8	7.8	5.0	3.0	1.5	-	-	-
	LF2	17.5	16.6	14.8	12.0	7.8	5.0	3.0	1.5	-	-	-
SA-53	B	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	-	-	-	-	-
SA-106	B	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	-	-	-	-	-
SA-193	B7 $\leq$ 2½"	25.0	25.0	23.6	21.0	17.0	12.5	8.5	4.5	-	-	-
SA-194	2H	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-307	B		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

\* Los valores de esfuerzo de esta tabla pueden interpolarse para determinar los valores para temperaturas intermedias

Tabla II.196







TIPOS DE JUNTAS SOLDADAS				
TIPOS NORMA UW-12		EFICIENCIA DE LA JUNTA, E		
		Cuando la junta es:		
		a. Radiografiada totalmente	b. Examinada por zonas	c. No Examinada
1	 <p>Junta a tope hechas por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la misma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies interior y exterior de la pieza. Si se emplea placa de respaldo, debe quitarse ésta después de terminar la soldadura.</p>	1.00	0.85	0.70
2	 <p>Junta a tope de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar En juntas circunferenciales únicamente</p>	0.90	0.80	0.65
3	 <p>Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo</p>	—	—	0.60
4	 <p>Junta a traslape de doble filete completo</p>	—	—	0.55
5	 <p>Junta a traslape de un solo filete completo con soldaduras de tapón</p>	—	—	0.50
6	 <p>Junta a traslape de un solo filete completo sin soldaduras de tapón</p>	—	—	0.45

Tabla II.197

**SIMBOLOGÍA**

a	Área de intercambio de un tubo	$n_t$	Nº de pasos por el lado de los tubos
A	Área de intercambio	P	Presión de operación o servicio
A'	Factor adimensional A'	$P_A$	Presión externa máxima admisible
APTE	Altura de plato teórico equivalente	$P^0$	Presión de vapor
B	Cantidad (molar, másica o volumétrica) de producto de colas	$P_c$	Presión crítica
B'	Factor adimensional B'	$P_D$	Presión de diseño
C	Sobreespesor por corrosión	$P_h$	Presión de prueba hidráulica
$C_p$	Calor específico a presión constante	$P_m$	Peso molecular
$C_s$	Coefficiente de Souders-Brown	$P_i$	Espaciamiento entre tubos
d	Diámetro interno	$\Delta P$	Pérdida de carga
$d_0$	Diámetro externo	q	Calor total intercambiado
D	Cantidad (molar, másica o volumétrica) de destilado	$q_s$	Calor sensible
D'	Flujo de destilado	$q_v$	Calor latente para la ebullición
DLTM	Diferencia de temperatura media logarítmica	q'	Flujo de calor intercambiado
DE	Diámetro externo tubería	Q	Caudal volumétrico
DN	Diámetro nominal tubería	r	Radio
E	Eficiencia de la soldadura	R	Relación de reflujo
E'	Eficacia del intercambio	$R_s$	Coefficiente de ensuciamiento
F	Cantidad (molar, másica o volumétrica) de mezcla inicial o alimentación	S	Sección
F'	Factor de dimensionamiento	t	Tiempo de operación
$F_c$	Factor de corrección de la DLTM	$t_{c\ min}$	Espesor mínimo de pared de camisa
$F_{LV}$	Abcisa de gráfica método CGPC	$t_1$	Temperatura entrada fluido frío
$F_p$	Factor del relleno	$t_2$	Temperatura salida fluido frío
h	Altura	$T_1$	Temperatura entrada fluido caliente
H	Entalpía	$T_2$	Temperatura salida fluido caliente
j	Espacio anular camisa-tanque	T	Temperatura
k	Coefficiente geométrico	$T_c$	Temperatura crítica

K	Coefficiente de reparto	$T_D$	Temperatura de diseño
l	Longitud	U	Coefficiente global de transmisión de calor
$l_t$	Longitud de tubo	$U_p$	Coefficiente global de transmisión de calor limpio
$\ell$	Carga específica de líquido	$U_s$	Coefficiente global de transmisión de calor sucio
L	Flujo de líquido recirculado	$U_t$	Velocidad superficial del vapor
m	Caudal másico	v	Velocidad
M	Tolerancia de fabricación	V	Flujo de vaporización
N	Nº de etapas teóricas totales	W	Masa del fluido en el tanque
$N'$	Nº de etapas teóricas columna	x	Fracción molar fase líquida / abcisa
$N_t$	Nº de tubos	y	Fracción molar fase vapor / ordenada
$n_c$	Nº de pasos por el lado de la carcasa	Y	Coefficiente adimensional función del material y T

### Símbolos griegos

$\alpha$	Volatilidad relativa	$\lambda$	Calor latente
$\beta$	Espaciamiento entre deflectores	$\rho$	Densidad
$\delta$	Esfuerzo	$\sigma$	Tensión admisible
$\Delta$	Incremento	$\mu$	Viscosidad dinámica
$\varepsilon$	Espesor	$\nu$	Viscosidad cinemática
$\theta$	Parámetro adimensional (ecuación de Underwood)	$\varphi$	Tiempo calentamiento alimentación
$\Theta$	Flujo de calor por unidad de área	$\Phi$	Condición de alimentación

### Subíndices

0	Inicial	F	Alimentación
1	1 <sup>er</sup> Fraccionamiento	G	Gas
2	2 <sup>o</sup> Fraccionamiento	h	Fluido caliente
a.c.	Acero al carbono	i	Componente i
a	A temperatura ambiente	j	Componente j
B	Producto de colas	HK	Componente clave pesado
c	Carcasa	LK	Componente clave ligero
d	Deflector	L	Líquido
D	Destilado	máx	Máximo/a
eb	Ebullición	min	Mínimo/a
f	Fluido frío	n	Normal

r Propiedad reducida

V Vapor

x Longitudinal

$\Phi$  Circunferencial

**Tildes**

— Valor medio

**Superíndices**

(B) Producto de colas

cc Valor del simulador (ChemCad)

(D) Destilado

F Fondo

SAT Saturado

## 1- INTRODUCCIÓN

El objetivo de este documento es el de presentar una valoración aproximada de cuál sería la inversión necesaria para la ejecución material del proyecto: “*Diseño de un proceso de fraccionamiento de aceites de fusel*”, así como la estimación de los costes anuales de la operación.

Para ello se realiza un cálculo estimativo del presupuesto, utilizando el *método de Lang*, el cual se basa en la existencia de una relación constante entre el valor del inmovilizado de los elementos principales y el del inmovilizado total o inmovilizado principal. Esta relación define lo que se conoce como *coeficiente de Lang*, el cual incluye la combinación de una serie de factores directos e indirectos:

$$I_F = \lambda \cdot I_E \quad (91)$$

Donde:

- $I_F$  = *Capital inmovilizado o inmovilizado principal*
- $I_E$  = *Inmovilizado de elementos principales*
- $\lambda$  = *Coeficiente de Lang*

## 2 - INMOVILIZADO DE ELEMENTOS PRINCIPALES ( $I_E$ )

En este valor de inmovilizado de elementos principales, se incluyen los costes de adquisición de los distintos equipos y sus respectivos costes de instalación.

El cálculo de la partida maquinarias y equipos del inmovilizado ( $I_F$ ) se realiza por el *procedimiento ponderal*, que consiste en:

- 1- Calcular el peso del material base (Kg.)
- 2- Multiplicar este peso por un coeficiente de calidad (que será el precio del kilogramo de dicho material)
- 3- Multiplicar el producto anterior por otro coeficiente, que llamaremos de mecanización cuyo valor engloba el trabajo de taller exigido por la forma del aparato y la clase de material a tratar.

Una vez que se tengan los valores del coste material de los equipos, se les añadirán sus costes respectivos de instalación, los cuales se estiman multiplicando el precio de adquisición del equipo por un determinado factor que varía de unos equipos a otros.

Para calcular el *peso del material* se simplifica la forma del equipo para determinar más fácilmente el volumen primario. La simplificación consiste en todos los casos en considerar el aparato en su forma esquemática para lo cual los fondos abombados se supondrán planos.

Multiplicando entonces el volumen primario por el peso unitario del material se obtiene el peso primario. Y multiplicando este por un coeficiente para pasar de peso primario a definitivo, se obtiene el peso total (Kg.).

El volumen primario, peso primario y peso definitivo se calculan como sigue:

$$V_{\text{primario}} (\text{m}^3) = [\text{Superficie fondos planos} + \text{Superficie cilindro}] \cdot \text{Espesor} \quad (92)$$

$$\text{Peso primario (Kg)} = V_{\text{primario}} (\text{m}^3) \cdot \text{Peso unitario acero al carbono (Kg/m}^3) \quad (93)$$

$$\text{Peso definitivo (Kg)} = \text{Peso primario} \cdot \text{Coefic. pasar de peso primario a definitivo} \quad (94)$$

El precio del material por kilogramo se puede obtener de dos formas:

- a) Tomando datos de precios de años anteriores y posteriormente escalando los precios en el tiempo. Para ello se utilizarían los denominados *Índices de Marshall and Swift (M&S)* que son publicados mensualmente por la revista *Chemical Engineering* y que permiten actualizar los precios de hace unos años a los de hoy día.
- b) Tomando directamente el precio actual del material por kilogramo, en este caso para el año 2004.

El primer método permite hacer una estimación de cuál sería el precio actualmente pero no de forma exacta, por tanto implica cierto error en el cálculo, mientras que el segundo método es de mayor exactitud pues el dato del precio es el

dato real a día de hoy. Por ello, se hará la estimación de los costes, basada en datos de precios de materiales actualizados para el presente año 2004.

El coste total del inmovilizado de elementos principales ( $I_E$ ) será la suma de cada uno de los inmovilizados individuales:

$$I_E = \sum I_{Ei}$$

El resultado final que se obtiene asciende a:

<b><math>I_E = 19901,52 \text{ €}</math></b>
--

En la tabla siguiente se presentan los resultados obtenidos para cada uno de los equipos, cuyos cálculos de desarrollan en los puntos 2.1., 2.2. y sucesivos.

	$I_{Ei}$
<b>Columna</b>	
- Material	182,49 €
- Relleno	6500,00 €
- Internos	6650,00 €
- Instalación	1076,69 €
<b>TOTAL (<math>I_{E1}</math>)</b>	<b>14409,19 €</b>
<b>Tanque encamisado</b>	
<u>Tanque interior</u>	
- Material	170,53 €
- Instalación	1193,68 €
<u>Camisa</u>	
- Material	266,36 €
- Instalación	1864,52 €
<b>TOTAL(<math>I_{E2}</math>)</b>	<b>3495,09 €</b>
<b>Condensador</b>	
- Material	270,35 €
- Instalación	892,15 €



<b><i>TOTAL (I<sub>E3</sub>)</i></b>	<b>1162,49 €</b>
<b>Acumulador</b>	
- Material	22,03 €
- Instalación	154,18 €
<b><i>TOTAL (I<sub>E4</sub>)</i></b>	<b>176,21 €</b>
<b>Depósito de destilado</b>	
<b><i>TOTAL (I<sub>E5</sub>)</i></b>	<b>658,54 €</b>

Tabla III. 1

## 2.1. Columna de relleno

El coste total aproximado de la columna vendrá dado por el coste de la columna propiamente dicha y el coste del relleno y los elementos internos de la misma.

El volumen primario de la misma se calcula a partir de los siguientes datos geométricos y la expresión (92):

<b>d (m)</b>	<b>h (m)</b>	<b>Espesor (mm)</b>
0,15	8,46	3,5

$$V_{\text{primario}} = 0,014 \text{ m}^3$$

El peso primario y peso definitivo se obtienen utilizando las expresiones (93) y (94) y los siguientes datos:

$$\text{Peso unitario acero al carbono} = 7850 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Coeficiente para columnas de relleno} = 1,3$$

$$\text{Peso primario} = 110,505 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso definitivo} = 143,657 \text{ Kg}$$

El precio del acero al carbono para el mes de Septiembre de 2004 ([www.meps.co.uk](http://www.meps.co.uk)) es de 625 \$/Tm, que haciendo la conversión actual de dólares a euros correspondería aproximadamente a 508,13 €/Tm o 0,508 €/Kg:

Multiplicando este valor por el peso definitivo del acero necesario para la columna y por un coeficiente de mecanización se obtiene el precio total del material:

Peso definitivo (Kg)	Precio acero al carbono (€/Kg)	Coeficiente mecanización para columnas de acero
143,657	0,508	2,5

**Coste material columna = 182,49 €**

Para calcular los costes de instalación se multiplica el valor anterior por un factor que para el caso de columnas de destilación es de: 5,9

**Costes instalación =  $5,9 \cdot 182,491 = 1076,69$  €**

La suma de los dos valores anteriores más el coste del relleno y los internos proporcionados por el fabricante Sulzer, proporcionará el valor del inmovilizado para la columna:

<b>Costes Columna</b>	
- Material	182,49 €
- Instalación	1076,69 €
- Relleno	6500,00 €
- Internos	6650,00 €
<b>TOTAL (<math>I_{EI}</math>)</b>	<b>14409,19 €</b>

Tabla III. 2

## 2.2. Tanque alimentación encamisado

Para este equipo habrá que considerar independientemente el depósito interior y la camisa exterior que rodea a este.

## 2.2.1. Tanque interior

El volumen primario del mismo se calcula a partir de los siguientes datos geométricos y la expresión (92):

D (m)	L (m)	Espesor (mm)
0,6	1,8	3,5

$$V_{\text{primario}} = 0,016 \text{ m}^3$$

El peso primario y peso definitivo se obtienen utilizando las expresiones (93) y (94) y los siguientes datos:

$$\text{Peso unitario acero al carbono} = 7850 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Coefic para depósitos pequeños} = 1,35$$

$$\text{Peso primario} = 124,294 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso definitivo} = 167,797 \text{ Kg}$$

El precio del acero al carbono para el mes de Septiembre de 2004 ([www.meps.co.uk](http://www.meps.co.uk)) es de 625 \$/Tm, que haciendo la conversión actual de dólares a euros correspondería aproximadamente a 508,13 €/Tm o 0,508 €/Kg:

Multiplicando este valor por el peso definitivo del acero necesario calculado para el tanque y por un coeficiente de mecanización, se obtiene el precio total del material:

Peso definitivo (Kg)	Precio acero al carbono (€/Kg)	Coeficiente mecanización para depósitos acero
167,797	0,508	2

$$\text{Coste material tanque interior} = 170,53 \text{ €}$$

Para calcular los costes de instalación se multiplica el valor anterior por un factor que para el caso de recipientes y depósitos es de: 7

$$\text{Costes instalación} = 7 \cdot 170,525 = 1193,68 \text{ €}$$

La suma de los dos valores anteriores, proporcionará el valor del inmovilizado para el tanque interior:

<b>Costes Tanque interior</b>	
- Material	170,53 €
- Instalación	1193,68 €
<b>TOTAL</b>	<b>1364,20 €</b>

Tabla III. 3

### 2.2.2. Camisa

El volumen primario de la misma se calcula a partir de los siguientes datos geométricos y la expresión (92):

<b>D (m)</b>	<b>L (m)</b>	<b>Espesor (mm)</b>
0,66	1,8	5,6

$$V_{\text{primario}} = 0,025 \text{ m}^3$$

El peso primario y peso definitivo se obtienen utilizando las expresiones (93) y (94) y los siguientes datos:

$$\text{Peso unitario acero al carbono} = 7850 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Coefic para depósitos pequeños} = 1,35$$

$$\text{Peso primario} = 194,147 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso definitivo} = 262,099 \text{ Kg}$$

El precio del acero al carbono para el mes de Septiembre de 2004 ([www.meps.co.uk](http://www.meps.co.uk)) es de 625 \$/Tm, que haciendo la conversión actual de dólares a euros correspondería aproximadamente a 508,13 €/Tm o 0,508 €/Kg:

Multiplicando este valor por el peso definitivo del acero necesario calculado para la camisa y por un coeficiente de mecanización, se obtiene el precio total del material:

Peso definitivo (Kg)	Precio acero al carbono (€/Kg)	Coefficiente mecanización para depósitos acero
262,099	0,508	2

**Coste material camisa = 266,36 €**

Para calcular los costes de instalación se multiplica el valor anterior por un factor que para el caso de recipientes y depósitos es de: 7

**Costes instalación =  $7 \cdot 266,36 = 1864,52$  €**

La suma de los dos valores anteriores, proporcionará el valor del inmovilizado para la camisa del tanque de alimentación:

<b>Costes Camisa</b>	
- Material	266,36 €
- Instalación	1864,52 €
<b>TOTAL</b>	<b>2130,88 €</b>

Tabla III. 4

El coste total de partida del tanque de alimentación vendrá dado por la suma de los costes para la camisa y para el depósito interior:

	<b>Costes Tanque interior</b>	<b>Costes Camisa</b>	<b>TOTAL</b>
- Material	170,53 €	266,36 €	<b>436,885 €</b>
- Instalación	1193,68 €	1864,52 €	<b>3058,200 €</b>
<b>TOTAL</b>	<b>1364,20 €</b>	<b>2130,88 €</b>	<b><math>I_{E2}</math> 3495,085 €</b>

Tabla III. 5

### 2.3. Condensador de cabezas

El coste de un intercambiador de carcasa y tubos por unidad de área construido en acero al carbono, viene dado por la siguiente correlación:

$$C = 120,842 \cdot A_0^{-0,5465} \quad (95)$$

Donde:

- $C = \text{Coste del intercambiador por unidad de área de intercambio de calor } (\$/\text{ft}^2)$
- $A_0 = \text{Área de intercambio de calor } (\text{ft}^2)$

Haciendo una conversión de unidades del área de intercambio obtenida para el condensador, y sustituyendo en la expresión (95), se tiene que el coste por unidad de área sería de 35,683  $\$/\text{ft}^2$  :

$A_0$ (m <sup>2</sup> )	$A_0$ (ft <sup>2</sup> )	$C$ ( $\$/\text{ft}^2$ )
0,8658	9,319	<b>35,683</b>

Tabla III. 6

Multiplicando este valor por el área de intercambio en m<sup>2</sup> y haciendo la conversión actual de dólares a euros, tenemos que el coste del intercambiador sería de:

$$\text{Coste condensador} = 270,35 \text{ €}$$

Para calcular los costes de instalación se multiplica el valor anterior por un factor que para el caso de intercambiadores de carcasa y tubo es de: 3,3

$$\text{Costes instalación} = 3,3 \cdot 270,347 = 892,15 \text{ €}$$

La suma de los dos valores anteriores, proporciona el valor del inmovilizado para el condensador de cabezas:

<b>Costes Condensador</b>	
- Material	270,35 €
- Instalación	892,15 €
<b>TOTAL (I<sub>E3</sub>)</b>	<b>1162,49 €</b>

Tabla III. 7

## 2.4. Acumulador de reflujo

El volumen primario del mismo se calcula a partir de los siguientes datos geométricos y la expresión (92):

<b>D (m)</b>	<b>L (m)</b>	<b>Espesor (mm)</b>
0,2	0,83	3,5

$$V_{\text{primario}} = 0,002 \text{ m}^3$$

El peso primario y peso definitivo se obtienen utilizando las expresiones (93) y (94) y los siguientes datos:

$$\text{Peso unitario acero al carbono} = 7850 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Coefic para depósitos pequeños} = 1,35$$

$$\text{Peso primario} = 16,055 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso definitivo} = 21,674 \text{ Kg}$$

El precio del acero al carbono para el mes de Septiembre de 2004 ([www.meps.co.uk](http://www.meps.co.uk)) es de 625 \$/Tm, que haciendo la conversión actual de dólares a euros correspondería aproximadamente a 508,13 €/Tm o 0,508 €/Kg:

Multiplicando este valor por el peso definitivo del acero necesario calculado para el tanque y por un coeficiente de mecanización, se obtiene el precio total del material:

Peso definitivo (Kg)	Precio acero al carbono (€/Kg)	Coefficiente mecanización para depósitos acero
21,674	0,508	2

**Coste material tanque interior = 22,03 €**

Para calcular los costes de instalación se multiplica el valor anterior por un factor que para el caso de recipientes y depósitos es de: 7

**Costes instalación =  $7 \cdot 22,026 = 154,18$  €**

La suma de los dos valores anteriores, proporciona el valor del inmovilizado para el acumulador de reflujo:

<b>Costes Acumulador</b>	
- Material	22,03 €
- Instalación	154,18 €
<b>TOTAL (<math>I_{E4}</math>)</b>	<b>176,21 €</b>

Tabla III. 8

## 2.5. Depósito de destilado

Este recipiente no se incluye en el diseño de la unidad proyectada, sin embargo se ha seleccionado entre los que se ofrecen en el mercado en base a las necesidades del proceso. Concretamente, se ha seleccionado un depósito cilíndrico con base, de 500 litros de capacidad y de la marca comercial *AFFINITY* modelo *500 AF*, sus dimensiones son: *altura: 1450 mm* y *diámetro: 850 mm*, siendo su precio de adquisición de 810\$, que con el cambio de moneda actual corresponderían aproximadamente a 658,537 €:

**Coste depósito destilado ( $I_{F5}$ ) = 658,537 €**



### 3 - INMOVILIZADO PRINCIPAL ( $I_F$ )

Un método sencillo para estimar el costo de capital de una planta es el *método de Lang*. Este se basa en la existencia de una relación constante entre el valor del inmovilizado de la primera partida del inmovilizado ( $I_E$ , inmovilizado de elementos principales) y el del inmovilizado total o inmovilizado principal ( $I_F$ ).

Esta relación define lo que se conoce como *coeficiente de Lang*, el cual incluye la combinación de una serie de factores directos e indirectos. Entre los factores *directos* se encuentran los costes de tuberías, aislamientos, instrumentación, servicios auxiliares, estructuras, pinturas, limpieza, protección frente a incendios, instalación eléctrica..etc, y entre los *indirectos* cabe citar los gastos generales y de gerencia, los honorarios de ingenieros, contingencias, imprevistos..etc.

El *coeficiente de Lang* combina todos estos factores multiplicativos en uno solo, siendo diferente según el tipo de sustancia que predomine en el proceso. Para el caso de plantas en las que se trabaje con fluidos, el factor que propone Lang es de 4,8. Luego:

$$I_F = 4,8 \cdot I_E \quad (96)$$

Teniendo en cuenta que el inmovilizado de elementos principales obtenido es de:  $I_E = 19901,52 \text{ €}$ , el inmovilizado principal de la unidad resulta ser de:

$$I_F = 95527,25 \text{ €}$$

### 4 – COSTES DE OPERACIÓN (C)

Los costes de operación se calculan anualmente, e incluyen para este proceso en particular, los costes del agua de refrigeración del condensador, los costes del vapor que circula por la camisa del tanque de alimentación, y los costes anuales de mantenimiento, que se estiman en un 2% del inmovilizado principal.

$$C (\text{€/año}) = \text{Coste anual agua} + \text{Coste anual vapor} + 0,02 I_F \quad (97)$$

Se determina teniendo en cuenta el coste / unidad de masa o volumen del fluido de circulación , el caudal del mismo y las horas de operación anuales:

✓ Coste anual agua refrigeración:

Caudal agua refrigeración = 4500 Kg/h (1188,91 Gal/h)

Horas de operación anuales = 3132 h/año

Coste agua refrigeración (1979) = 0,10 \$/1000 Gal

Coste agua refrigeración (2004) = 0,213 \$/1000 Gal (0,173 €/1000 Gal)

El coste del agua de refrigeración actual, se ha estimado por escalamiento a partir del valor del mismo para el año 1979, utilizando los *Índices de Marshall and Swift (M&S)* para los años 1979 y 2004, cuyos valores son respectivamente: 571 y 1194.

Con los datos anteriores, el coste anual del agua de refrigeración se calcula como sigue:  $1188,91 \text{ (Gal/h)} \cdot 3132 \text{ (h/año)} \cdot 0,173/1000 \text{ (€/ Gal)}$

**Coste agua refrigeración = 644,3 €/año**

✓ Coste anual vapor de calefacción:

Caudal vapor de calefacción = 6000 Kg/h (13227,7 lb/h)

Horas de operación anuales = 3132 h/año

Coste vapor calefacción (1979) = 0,70 \$/1000 lb

Coste vapor calefacción (2004) = 1,49 \$/1000 lb (1,211 €/1000 lb)

El coste del vapor de calefacción actual, se ha estimado por escalamiento a partir del valor del mismo para el año 1979, utilizando los *Índices de Marshall and Swift (M&S)* para los años 1979 y 2004, cuyos valores son respectivamente: 571 y 1194.

Con los datos anteriores, el coste anual del vapor de calefacción se calcula como sigue:  $13227,7 \text{ (lb/h)} \cdot 3132 \text{ (h/año)} \cdot 1,211/1000 \text{ (€/lb)}$

**Coste vapor calefacción = 50181,1 €/año**

El coste anual de operación se estima utilizando la expresión (97):

$$C (\text{€/año}) = 644,3 + 50181,1 + 0,02 \cdot 95527,25 = 52736,01$$

**Coste operación = 52736,01 €/año**

## **1. DISPOSICIONES GENERALES**

### **1.1.- Objeto del pliego**

El presente documento tiene por objeto la definición con carácter general, del conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las obras e instalaciones a las que se refiere el proyecto: “*Diseño de un proceso de fraccionamiento de aceites de fusel*”.

Comprende las condiciones generales facultativas, económicas y legales, así como las condiciones técnicas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, y en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendidas en el presente proyecto.

### **1.2.- Obras necesarias no especificadas**

Si en el transcurso de los trabajos se hiciese necesario ejecutar cualquier clase de obras que no se encuentren descritas en el pliego de condiciones, el contratista estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, reciba del Director de obra.

El Director de obra tendrá plenas atribuciones para aprobar la idoneidad de los sistemas empleados, de forma que a su juicio las obras y/o instalaciones que resulten defectuosas total o parcialmente, deberán ser demolidas o desmontadas en su totalidad o en parte, sin que ello de derecho a ningún tipo de reclamación por parte del contratista.

### **1.3.- Documentos**

Los documentos que definen las obras e instalaciones y que la propiedad entregue al contratista, pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Son documentos contractuales los planos y el pliego de condiciones recogidos en el presente proyecto. Los datos incluidos en la memoria y anexo de cálculo así como el presupuesto, tienen carácter meramente informativo.

### **1.4.- Contradicciones**

En los casos de contradicción entre los planos y el pliego de condiciones, prevalecerá lo indicado en este último.

## **2. CONDICIONES FACULTATIVAS**

### **2.1.- Dirección facultativa**

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero técnico o superior nombrado por la propiedad en su representación, el cual se responsabilizará de las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente proyecto.

Entre las funciones del ingeniero Director de obras están las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente aprobadas.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias y problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconsejen su modificación, tramitando en su caso las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en casos de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones y trabajos en curso, para lo cual, el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de la obra.

### **2.2.- Obligaciones del contratista**

El contratista está obligado a suministrar, en todo momento, cualquier información relativa a la realización del contrato, de la que la empresa juzgue necesario tener conocimiento.

Antes de iniciarse las obras objeto del contrato, el contratista designará su representante a pie de obra y se lo comunicará por escrito a la empresa especificando poderes, que deberán ser lo suficientemente amplios para recibir y

resolver en consecuencia las comunicaciones y órdenes de la representación de la empresa.

El contratista estará obligado al cumplimiento de las disposiciones vigentes en materia laboral, de seguridad social y de seguridad e higiene en el trabajo.

El contratista es responsable de las condiciones de seguridad e higiene en los trabajos, estando obligado a adoptar y hacer aplicar, a su costa, las disposiciones vigentes sobre estas materias, en las medidas que dicte la Inspección de Trabajo y demás organismos competentes, así como las normas de seguridad complementarias que correspondan a las características de las obras contratadas.

A tal efecto el contratista debe establecer un Plan de Seguridad, Higiene y Primeros Auxilios que especifique con claridad las medidas prácticas que estime necesario tomar en la obra. Este plan debe precisar las formas de aplicación de las medidas complementarias que correspondan a los riesgos de la obra con el objeto de asegurar eficazmente:

- La seguridad de su propio personal, del de la empresa y de terceros.
- La higiene y primeros auxilios a enfermos y accidentados.
- La seguridad de las instalaciones.

### **2.3.- Garantía de cumplimiento**

El Director de obra podrá exigir al contratista la presentación de referencias, o de otras entidades o personas al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. En el caso en que le sean requeridas dichas referencias, el contratista deberá presentarlas antes de la firma del contrato.

### **2.4.- Plazo de comienzo y de ejecución**

El contratista deberá dar comienzo a las obras dentro de los quince días siguientes a la fecha de la adjudicación definitiva a su favor, dando cuenta de oficio a la Dirección, del día que se propone inaugurar los trabajos, quien acusará recibo.

Las obras deberán quedar total y absolutamente terminadas en el plazo que se fije en la adjudicación a contar desde igual fecha que en el caso anterior. No se

considerará motivo de demora de las obras la posible falta de mano de obra o dificultades en la entrega de los materiales.

## **2.5.- Medición definitiva de los trabajos**

Recibidas provisionalmente las obras, se procederá inmediatamente, por la Dirección de la obra a su medición general y definitiva, con precisa asistencia del contratista o un representante suyo nombrado por el de oficio.

## **2.6.- Plazo de garantía**

El plazo de garantía de las obras terminadas será de un año, transcurrido el cual se efectuará la recepción definitiva de las mismas.

# **3- CONDICIONES ECONÓMICAS**

## **3.1.- Gastos de carácter general por cuenta del contratista**

Se entienden como tales los gastos de cualquier clase ocasionados por la comprobación del replanteo de la obra, los ensayos de materiales que deba realizar por su cuenta el contratista, y los de montaje y retirada de las construcciones auxiliares, pertenecientes al contratista.

Serán por cuenta del contratista, los ensayos que realice directamente con los materiales suministrados por sus proveedores antes de su adquisición e incorporación a la obra y que en su momento serán controlados por la empresa para su aceptación definitiva. Serán así mismo de su cuenta aquellos ensayos que el contratista crea oportuno realizar durante la ejecución de los trabajos, para su propio control.

En los casos de resolución del contrato, cualquiera que sea la causa que lo motive, serán de cuenta del contratista los gastos de jornales y materiales ocasionados por la liquidación de las obras y los de las Actas Notariales que sea necesario levantar, así como los de retirada de los medios auxiliares que no utilice la empresa o que le devuelva después de utilizados.

### **3.2.- Gastos de carácter general por cuenta de la empresa**

Serán por cuenta de la empresa los gastos originados por la inspección de las obras del personal de la empresa o contratados para este fin, la comprobación o revisión de las certificaciones, la toma de muestras y ensayos de laboratorio para la comprobación periódica de calidad de materiales y obras realizadas, y el transporte de los materiales suministrados por la empresa, sin incluir su descarga ni los gastos de paralización de vehículos por retrasos en la misma.

### **3.3.- Fianza**

El contratista deberá abonar una fianza del 5% sobre el valor total de las obras, como garantía a la firma del contrato.

La fianza podrá ser depositada mediante cheque o aval bancario. Ésta tendrá carácter de irrevocable desde el momento de la firma del contrato, hasta la liquidación final de las obras y será devuelta una vez realizada ésta.

### **3.4.- Gastos e impuestos**

Todos los gastos e impuestos de cualquier orden, que por disposición del Estado, Provincia o Municipio se deriven del contrato, y estén vigentes en la fecha de la firma del mismo, serán por cuenta del contratista con excepción del IVA.

Las modificaciones tributarias establecidas con posterioridad al contrato afectarán al sujeto pasivo directo, sin que las partes puedan repercutirlas entre sí. En ningún caso podrá ser la causa de revisión de precios la modificación del sistema tributario vigente a la firma del contrato.

### **3.5.- Seguros**

El contratista está obligado a suscribir seguros para garantía de posibles daños a las obras, maquinaria e instalaciones, así como daños a terceras personas. Deberá tener seguro de responsabilidad civil y contratar la vigilancia necesaria.



## 4- CONDICIONES LEGALES

### 4.1.- Normativa general de aplicación

La normativa y legislación actualmente vigente que deberá cumplirse en la realización del presente proyecto es la siguiente:

- *Ley 31/1995 de 8 de Noviembre* de Prevención de riesgos laborales
- *Ley 54/2003 de 12 de Diciembre* de reforma del marco normativo de la Prevención de riesgos laborales.
- *RD 171/2004*, por el que se desarrolla el artículo 24 de la Ley 31/1995, en materia de coordinación de actividades empresariales.
- *R.D. 1215/97* , el cual establece las disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo.
- *R.D. 486/1997* , que establece las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- *R.D. 1495/1986*. Reglamento de Seguridad en Máquinas.
- *R.D. 2413/1973* y modificaciones posteriores: Reglamento electrotécnico para Baja Tensión (RBT)
- *R.D. 485/97* sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- *R.D. 1244/79*. Reglamento de Aparatos a Presión (RAP) e Instrucciones Técnicas Complementaria.
- *R.D. 773/1997*, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
- *R.D. 374/2001*, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo.
- *R.D. 379/2001*. Reglamento de Almacenamiento de productos Químicos (RAQ) e Instrucciones Técnicas Complementarias.

Asimismo se considerará de aplicación cualquier norma o disposición que modifique o complemente las citadas. Sin perjuicio de todas las disposiciones enumeradas, serán de aplicación cuantas otras no se hayan mencionado o surjan en el proceso de aprobación del presente proyecto.

#### **4.2.- Concurso**

La licitación de la obra se hará por concurso restringido, en el que la empresa convocará a las empresas constructoras que estime oportuno.

Los concursantes enviarán sus ofertas por triplicado, en sobre cerrado y lacrado, según se indique en la carta de petición de ofertas, a la dirección de la empresa.

#### **4.3.- Adjudicación**

La empresa tendrá alternativamente la facultad de adjudicar el concurso la propuesta más ventajosa, sin atender necesariamente al valor económico de la misma, o declarar desierto el concurso. En este último caso la empresa podrá libremente suspender definitivamente la licitación de las obras o abrir un nuevo concurso, pudiendo introducir las variaciones que estime oportunas, en cuanto al sistema de licitación y relación de contratistas ofertantes.

La elección del adjudicatario de la obra por parte de la empresa es irrevocable y, en ningún caso, podrá ser impugnada por el resto de los contratistas ofertantes.

La empresa comunicará al ofertante seleccionado la adjudicación de las obras, mediante una carta de intención. En el plazo máximo de un mes a partir de la fecha de esta carta, el contratista a simple requerimiento de la empresa se prestará a formalizar el contrato definitivo.

#### **4.4.- Permisos a obtener por la empresa**

Será responsabilidad de la empresa la obtención de los permisos oficiales que más adelante se relacionan, estando a su cargo todos los gastos que se ocasionen por tal motivo:

- Concesión de Aprovechamientos.
- Autorización de Instalaciones.

- Aprobación de Proyectos de Replanteo.
- Declaración de Utilidad Pública.
- Declaración de Urgente Ocupación.

Autorizaciones especiales para la construcción y montaje de la instalación:

- Licencia Municipal de Obras.
- Licencia de Apertura, Instalación y Funcionamiento.
- Autorización para vallas.
- Permiso de Obras Públicas para el transporte de piezas de grandes dimensiones pertenecientes al equipo definitivo de la instalación (podrá ser responsabilidad del contratista si así lo estipulase el contrato).
- Solicitud de Puesta en Servicio.

#### **4.5.- Contrato**

El contratista, dentro de los treinta días siguientes a la comunicación de la adjudicación y a simple requerimiento de la empresa, depositará la fianza definitiva y formalizará el contrato en el lugar y fecha que se le notifique oficialmente.

El contrato tendrá carácter de documento privado, pudiendo ser elevado a público a instancias de una de las partes, siendo en este caso a cuenta del contratista los gastos que ello origine.

Una vez depositada la fianza definitiva y firmando el contrato, la empresa procederá, a petición del interesado, a devolver la fianza provisional, si la hubiera.

Cuando por causas imputables al contratista, no se pudiera formalizar el contrato en el plazo, la empresa podrá proceder a anular la adjudicación, con incautación de la fianza provisional, si la hubiera.

A efectos de los plazos de ejecución de las obras, se considerará como fecha de comienzo de las mismas la que se especifique en el pliego particular de condiciones y en su defecto, de la orden de comienzo de los trabajos. Esta orden se comunicará al contratista en un plazo no superior a 90 días a partir de la fecha de la firma del contrato.

El contrato será firmado por parte del contratista, por su representante legal o apoderado, quien deberá poder probar este extremo con la presentación del correspondiente poder acreditativo.

#### **4.6.- Régimen de intervención**

Cuando el contratista no de cumplimiento, bien a las obligaciones o disposiciones del contrato, bien a las órdenes de servicio que les sean dadas por la empresa, ésta le requerirá a cumplir este requisito de órdenes en un plazo determinado, que, salvo en casos de urgencia, no será nunca menor a 10 días a partir de la notificación de requerimiento. Pasado este plazo, si el contratista no ha ejecutado las disposiciones dadas, la empresa podrá ordenar a título provisional el establecimiento de un régimen de intervención general o parcial por cuenta del contratista.

Durante el periodo de régimen de intervención, el contratista podrá conocer la marcha de los trabajos, sin que pueda, de ninguna manera, entorpecer o dificultar las órdenes de la empresa.

El contratista podrá, por otra parte, ser liberado del régimen de intervención si justifica su capacidad para volver a hacerse cargo de los trabajos y llevarlos a buen fin.

#### **4.7.- Rescisión del contrato**

Cuando a juicio de la empresa el incumplimiento por parte del contratista de alguna de las cláusulas del contrato, pudiera ocasionar graves trastornos en la realización de las obras, en el cumplimiento de los plazos, o en su aspecto económico, la empresa podrá decidir la resolución del contrato, con las penalidades a que hubiera lugar.

En los contratos rescindidos, se procederá a efectos de garantías, fianzas, etc., a efectuar las recepciones provisionales y definitivas de todos los trabajos ejecutados por el contratista hasta la fecha de la rescisión.

## **5- CONDICIONES TÉCNICAS**

### **5.1.- Forma general de ejecutar los trabajos**

Las obras e instalaciones se ajustarán a los planos y a este pliego de condiciones resolviéndose cualquier discrepancia que pudiese existir por el director de obra.

Si por cualquier circunstancia fuese preciso efectuar alguna variación en las obras a realizar, se redactará el correspondiente proyecto reformado, el cual se considerará parte integrante del proyecto primitivo y por tanto sujeto a las mismas especificaciones de todos y cada uno de los documentos de este.

### **5.2.- Mano de obra**

Todo el personal especialista que se emplee en la ejecución de la obra tendrá perfecto conocimiento de su oficio de acuerdo a su categoría.

### **5.3.- Pruebas y puesta en marcha**

Durante la ejecución de los trabajos se efectuarán pruebas de carga de los distintos equipos así como de resistencia mecánica por sobrepresión recogida en la normativa legal vigente y en los distintos capítulos de la memoria del proyecto.

### **5.4.- Condiciones para los materiales**

Antes de proceder al empleo de los materiales, estos serán examinados y aceptados por el director de obra, quien podrá disponer si así lo considera oportuno de todas las pruebas, análisis y ensayos necesarios, hasta su definitiva aprobación.

### **5.5.- Condiciones para los equipos**

#### **5.5.1. Condiciones para la columna**

El material de construcción de la columna de rectificación será acero al carbono SA-283 grado C. Las dimensiones de la misma, así como sus características geométricas serán las determinadas en la memoria.

El director de obra supervisará la columna antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarla si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar del emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

### 5.5.2. Condiciones para el tanque encamisado

El material de construcción del tanque de alimentación encamisado, tanto para el tanque interior como para la camisa de calefacción externa, será acero al carbono SA-516 grado 60. Las dimensiones del mismo, así como sus características geométricas, serán las determinadas en la memoria.

El director de obra supervisará el equipo completo antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlo si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar del emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

### 5.5.3. Condiciones para el condensador

El material de construcción del condensador de cabezas, será acero al carbono SA-285 Grado C para la carcasa del mismo, y acero al carbono SA-178 grado A para los tubos que conforman el haz. Las dimensiones del mismo, así como sus características geométricas, serán las determinadas en la memoria.

El director de obra supervisará el equipo completo antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlo si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar del emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

### 5.5.4. Condiciones para el acumulador

El material de construcción del acumulador de reflujo será acero al carbono SA-283 grado C. Las dimensiones del mismo, así como sus características geométricas serán las determinadas en la memoria.

El director de obra supervisará el depósito antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlo si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar del emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

## **5.6.- Condiciones para las tuberías**

### **5.6.1. Condiciones generales**

Las tuberías serán de acero al carbono calmado del tipo A-106 Grado B, y se fabricarán según la norma ASA B.31.1.

Las tuberías tendrán los diámetros especificados en el quinto capítulo de la memoria del presente proyecto, y estarán libres de fisuras, poros, grietas, impurezas, deformaciones y faltas de homogeneidad, así como otros defectos que puedan disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

### **5.6.2. Condiciones para accesorios**

Los accesorios serán del mismo material que las tuberías y estarán normalizados según la norma ANSI B.16.11. Su diámetro será el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados y el tipo de unión entre los accesorios, y entre estos y las tuberías con las que acoplan, dependerán de si el diámetro nominal es mayor o menor de 2 pulgadas, y si conviene que la unión sea desmontable o no (ver apartado 5 del capítulo 5 de tuberías).

Los accesorios estarán libres de defectos, irregularidades..etc, que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

## **5.7.- Condiciones para la instrumentación**

Los reguladores y sensores que se empleen en la instalación serán los adecuados para las condiciones del proyecto y tendrán las características expresadas en el capítulo 6 de la memoria del mismo.

Estarán libres de defectos, irregularidades...etc., que puedan dificultar su instalación o montaje o que pueda afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

Durante su instalación se tendrá especial cuidado en alinear correctamente los extremos de estos con la tubería en la que vayan a ser instalados en su caso.

### **5.8.- Condiciones para el aislamiento**

Los equipos así como las tuberías cuyo aislamiento se prevé en la memoria del presente proyecto, serán térmicamente aislados mediante lana de vidrio con los espesores correspondientes establecidos en dicha memoria.

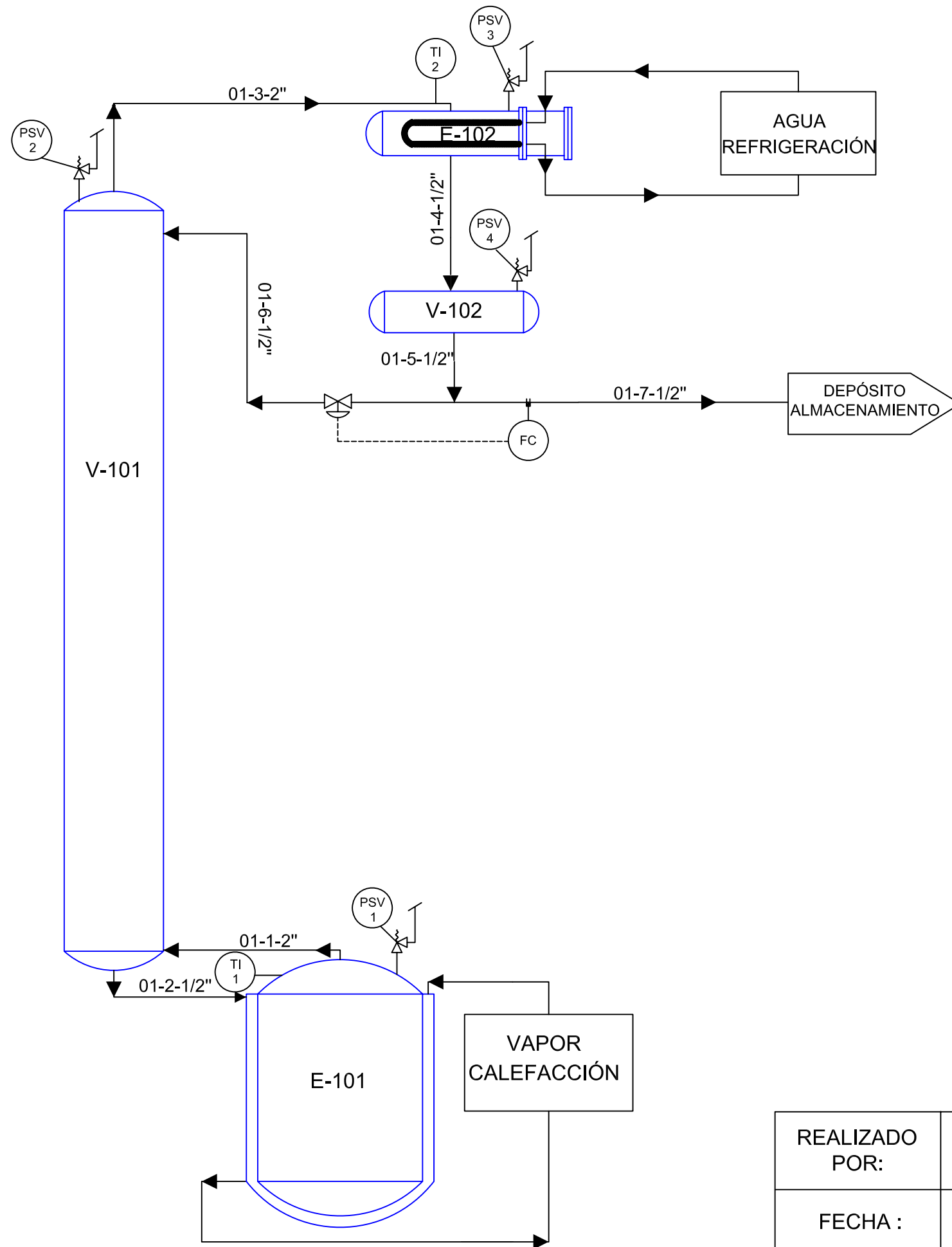
El material aislante no presentará cortes o deformaciones que a juicio del director de obra pudieran afectar a la capacidad aislante del mismo.

El aislamiento se sujetará a los equipos mediante pletinas, alambres, tornillos de metal, o mediante otro sistema que el instalador considere adecuado y que el director de obra estime eficaz.



## **ÍNDICE DE PLANOS**

- **PLANO 1 :** *DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN*
  
- **PLANO 2:** *COLUMNA DE RECTIFICACIÓN (V-101)*
  
- **PLANO 3:** *FONDOS TORIESFÉRICOS TIPO KLOPPER*
  
- **PLANO 4:** *TANQUE DE ALIMENTACIÓN ENCHAQUETADO (E-101)*
  
- **PLANO 5:** *ACUMULADOR DE REFLUJO (V-102)*



- Línea de control eléctrica
- Línea de tuberías
- Línea interna de tuberías

### SIMBOLOGÍA

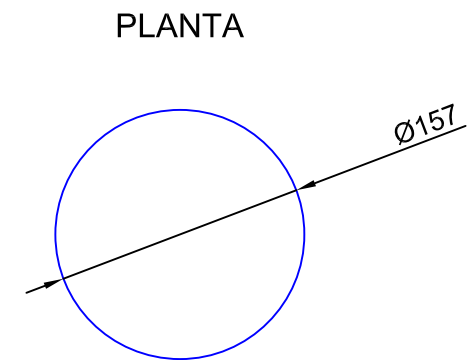
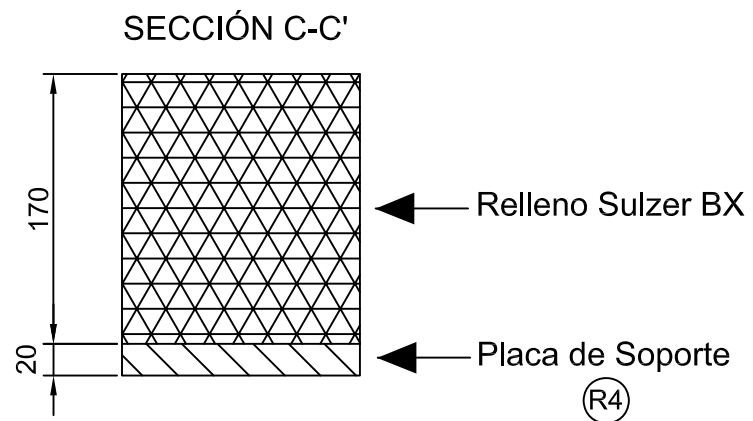
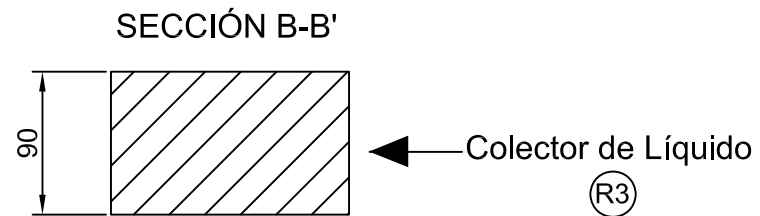
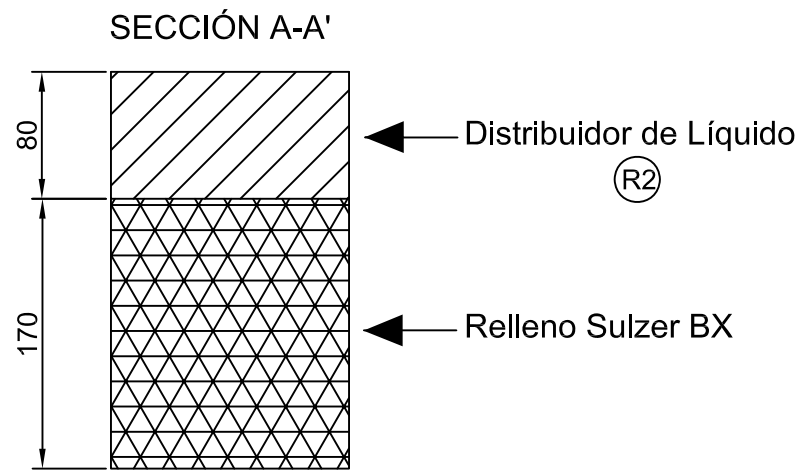
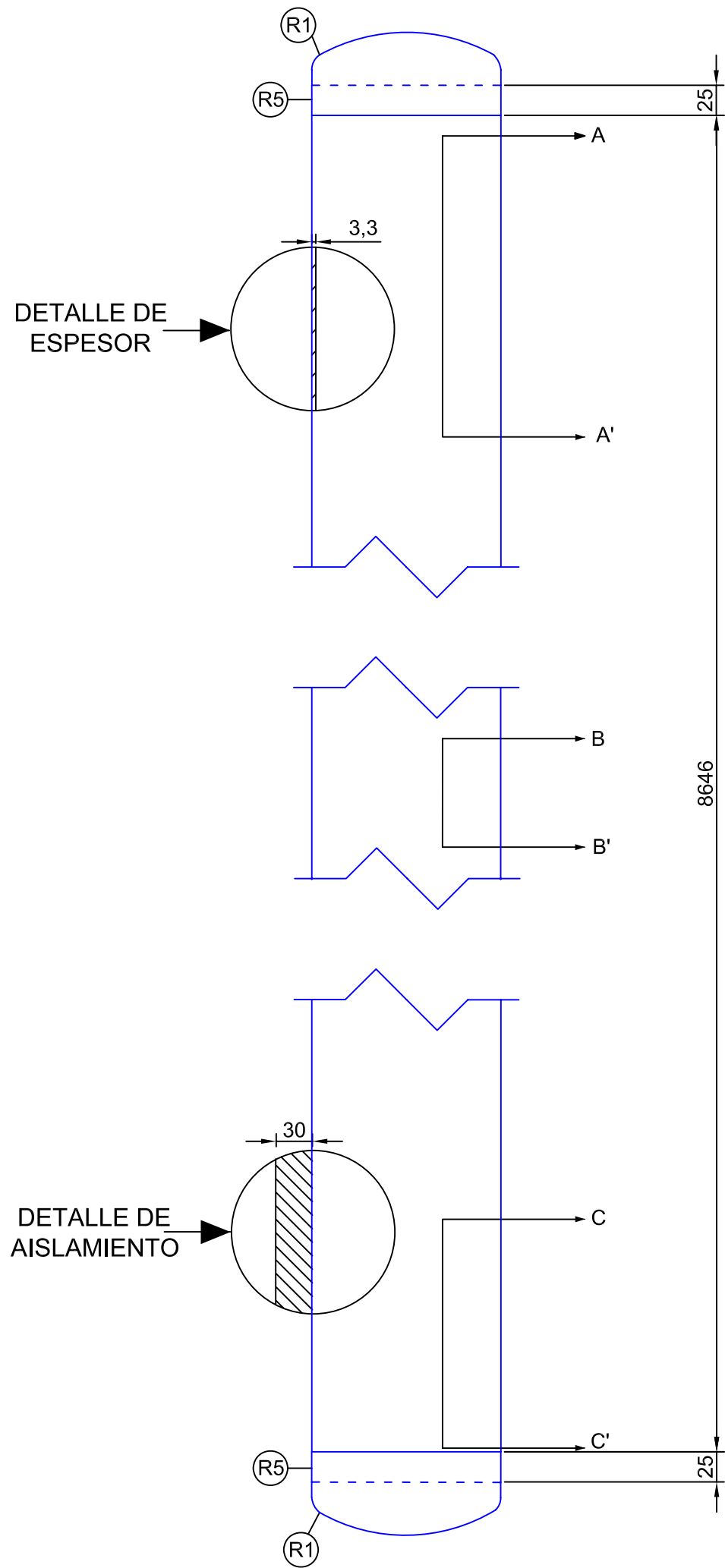
- (TI 1) Indicador de Temperatura 1
- (TI 2) Indicador de Temperatura 2
- (PSV 1) Válvula de Seguridad 1
- (PSV 2) Válvula de Seguridad 2
- (PSV 3) Válvula de Seguridad 3
- (PSV 4) Válvula de Seguridad 4
- (FC) Controlador de Caudal

### NOMENCLATURA

- V101-** Columna de relleno
- V102-** Acumulador de reflujo
- E101-** Tanque alimentación enchaquetado
- E102-** Condensador de cabezas

REALIZADO POR:	Irene Navarrete González	PLANO N° 1
FECHA :	30 / 09 / 2004	
FIRMA :		ESCALA S/E

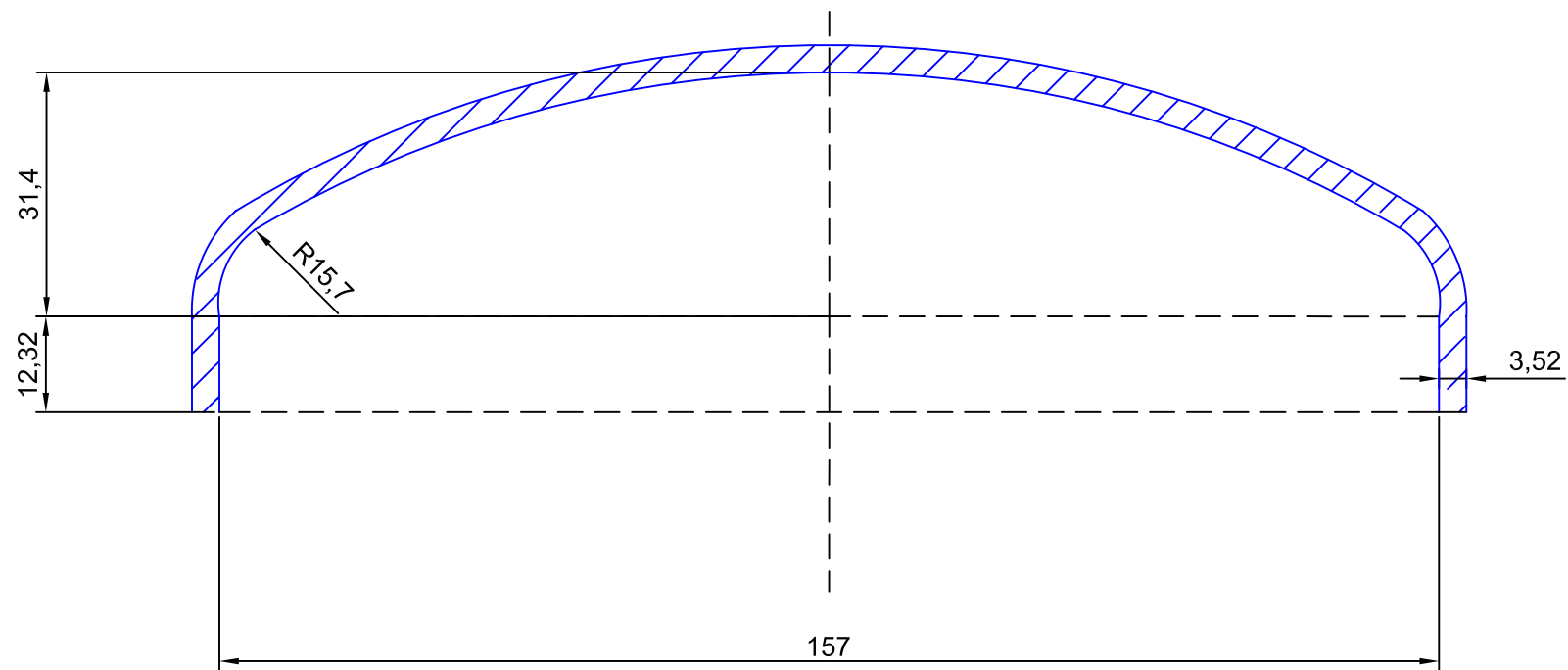
## DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN



NOTAS
Unidades de medida: milímetros
Material de construcción: Acero al carbono SA-283 C
Material aislante: Lana de vidrio
Tipo de relleno: <i>Sulzer Metal Gauze Tipo BX</i>
Tipo de cabezales: Toriesféricos tipo Klopper
REFERENCIAS
R1 - Las dimensiones de los fondos toriesféricos se representan en el plano N° 3
R2 - Distribuidor de líquido tipo <i>Spider VRGS</i>
R3 - Colector de líquido tipo chimenea
R4 - Placa de soporte tipo <i>TE</i>
R5 - Pestaña o faldilla

REALIZADO POR:	Irene Navarrete González	PLANO N° 2
FECHA :	05 / 10 / 2004	
FIRMA :		ESCALA 1:5

**COLUMNA DE  
RECTIFICACIÓN  
V-101**



NOTAS

Fondos superior e inferior de la columna (V-101)

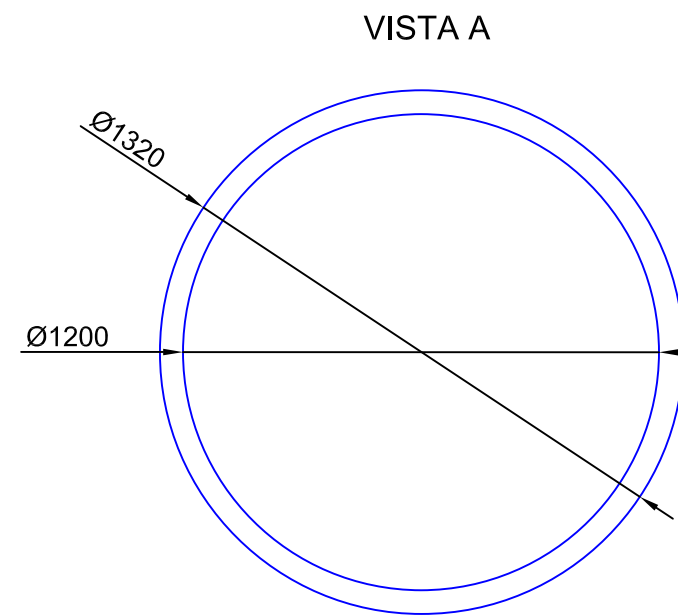
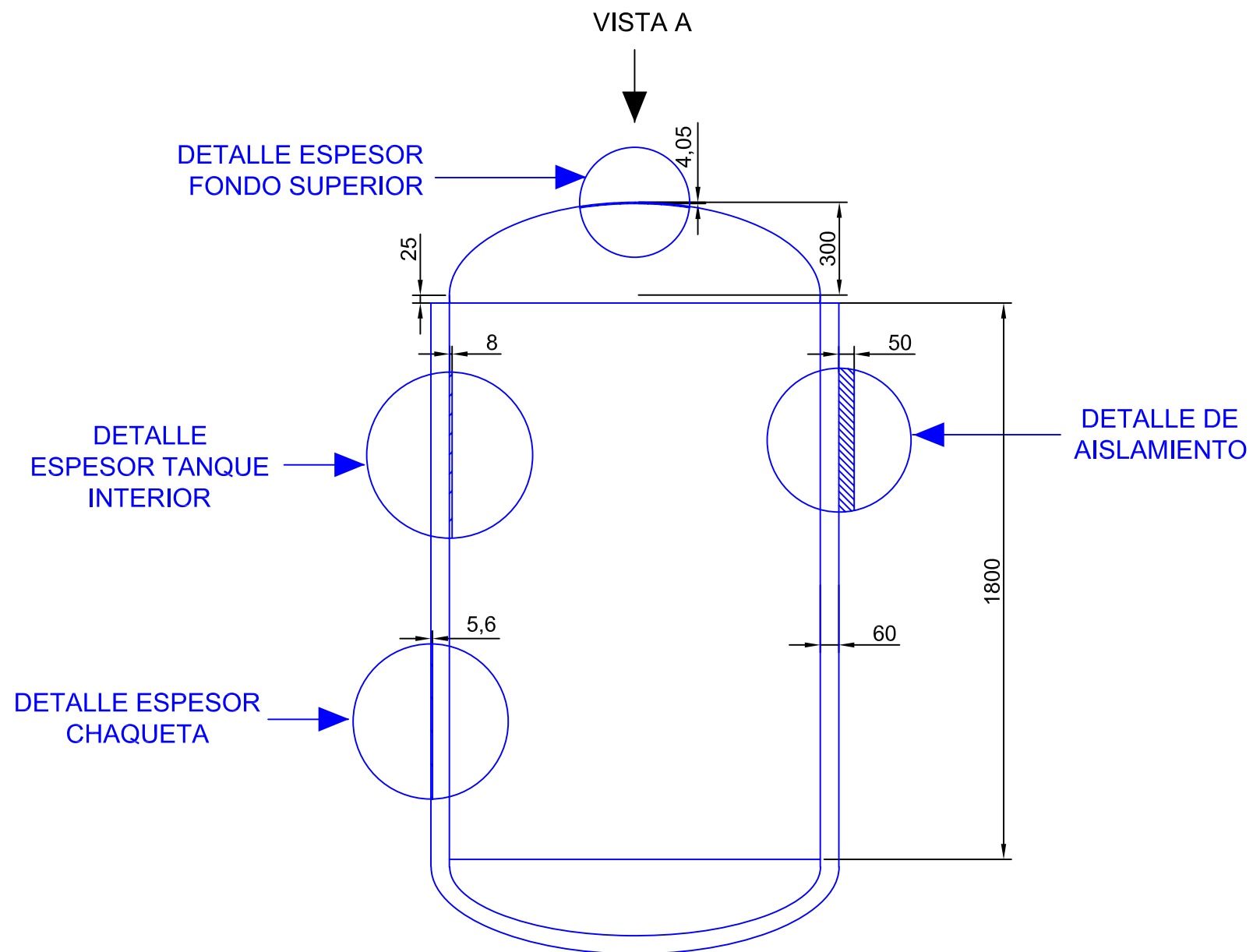
Unidades de medida: milímetros

Material de construcción: Acero al carbono SA-283 C

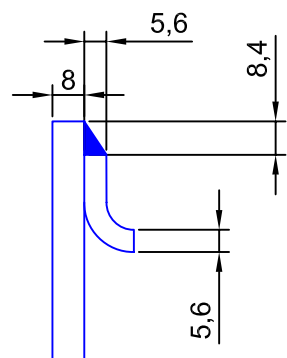
Tipo de cabezales: Toriesféricos tipo Klopper

REALIZADO POR:	Irene Navarrete González	PLANO N° 3
FECHA :	06 / 10 / 2004	
FIRMA :		ESCALA 1:1

**FONDOS TORIESFÉRICOS  
TIPO KLOPPER**



DETALLE SOLDADURA  
CHAQUETA-TANQUE  
(ESCALA 1:2)



NOTAS

Unidades de medida: milímetros

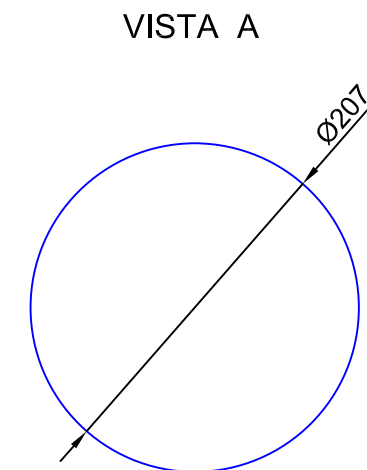
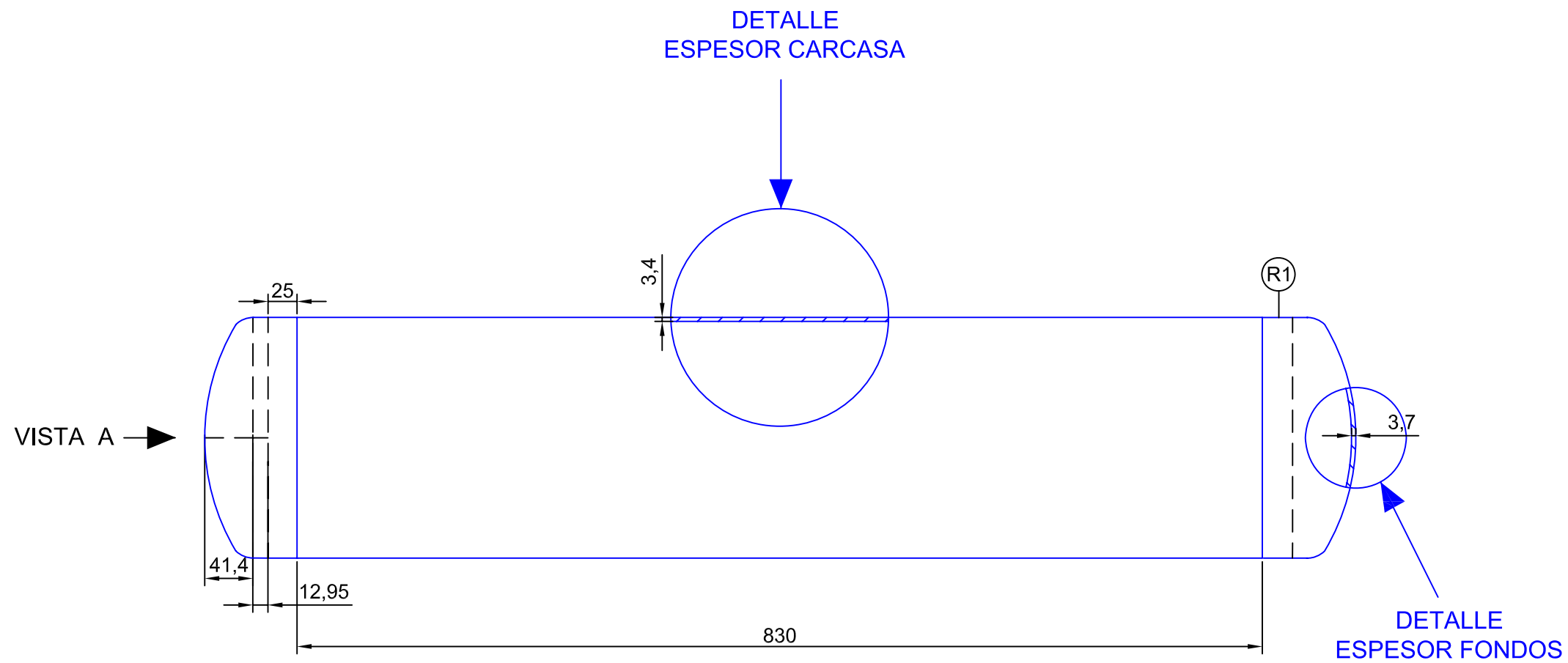
Material de construcción: Acero al carbono  
SA-516 Gr. 60

Material aislante: Lana de vidrio

Tipo de cabezales: Elipsoidales

REALIZADO POR:	Irene Navarrete González	PLANO N° 4
FECHA :	11 / 10 / 2004	
FIRMA :		ESCALA 1:20

**TANQUE DE ALIMENTACIÓN  
ENCHAQUETADO  
E-101**



REFERENCIAS
R1 - Pestaña o faldilla
NOTAS
Unidades de medida: milímetros
Material de construcción: Acero al carbono SA-283 C
Tipo de cabezales: Toriesféricos Tipo Klopper

REALIZADO POR:	Irene Navarrete González	PLANO N° 5
FECHA :	12 / 10 / 2004	
FIRMA :		ESCALA 1:5

**ACUMULADOR DE  
REFLUJO  
V-102**

## BIBLIOGRAFÍA

---

- *INGENIERÍA QUÍMICA. OPERACIONES BÁSICAS. J.M. Coulson, J.F. Richardson. Ed. Reverté*
- *DISTILLATION. Matthew Van Winkle. Ed. Mc Graw-Hill*
- *PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO, Vol II , 7ª Edición. Ed. Mc Graw-Hill*
- *OPERACIONES DE SEPARACIÓN POR ETAPAS DE EQUILIBRIO EN INGENIERÍA QUÍMICA.. E.J.Henley, J.D.Seader. Ed. Reverté*
- *PROCESOS DE SEPARACIÓN. C.Judson King. Ed. Repla SA*
- *EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR. D. F. Mendia. Ed Ente Vasco de la Energía*
- *TRANSFERENCIA DE CALOR. A.F. Mills. Ed. Mc Graw-Hill*
- *MANUAL DE RECIPIENTES A PRESIÓN: DISEÑO Y CÁLCULO Eugene F. Megyesy Ed. Limusa S.A.*
- *FENAROLI'S HANDBOOK OF FLAVOR INGREDIENTS, George A. Burdock Ph.D. Ed. CRC Press.*
- *MANUAL DE SEGURIDAD INDUSTRIAL EN PLANTAS QUÍMICAS Y PETROLERAS. Fundamentos, Evaluación de riesgos y Diseño. J.M. Storch de Gracia, Ed. Mc Graw-Hill.*
- *EL PRONÓSTICO ECONÓMICO EN QUÍMICA INDUSTRIAL. Angel Vian. Ed. Alambra.*
- *PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS. M.S.Peters, K.S.Timmerhaus, 3º edición. Ed. McGraw-Hill.*

- *INDUSTRIAL CHEMICAL PROCESS DESIGN. D.L.Erwin. Ed. McGraw-Hill.*

### **Artículos**

- “*MULTICOMPONENT BATCH DISTILLATION COLUMN DESIGN*”. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 30, 713 (1991)
- “*SHORTCUT PROCEDURE FOR SIMULATING BATCH DISTILLATION OPERATIONS*”. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32, 511 (1993)
- “*SHORTCUT PROCEDURE FOR MULTICOMPONENT BATCH DISTILLATION WITH DISTILLATE RECEIVER*” *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, 1024 (1999)
- “*SELECCIÓN Y DISEÑO TÉRMICO DE REHERVIDORES PARA TORRES DE DESTILACIÓN*” J.M. Rodríguez, J. Crespo, A. Da Silva, R. Suárez.

### **Webs**

- <http://www.spl.ethz.ch/distillation-definitions.php>
- [http://docencia.udea.edu.co/ingenieria/transferenciademasa/unidad\\_1/sist\\_multicomponentes.html](http://docencia.udea.edu.co/ingenieria/transferenciademasa/unidad_1/sist_multicomponentes.html)
- <http://www.portaldelaindustria.com/>
- <http://www.directindustry.com>
- <http://www.sulzerchemtech.com>
- <http://www.isover.net>
- <http://www.affinitysteel.com.ar>
- <http://www.mtas.es/insht/>
- <http://www.meps.co.uk>



**Otros**

- *STRUCTURES PACKINGS FOR DISTILLATION, ABSORPTION AND REACTIVE DISTILLATION, SulzerChemtech*
- *STRUCTURES PACKINGS FOR LABORATORY AND PILOTS COLUMNS, SulzerChemtech*
- *INTERNALS FOR PACKED COLUMNS, SulzerChemtech*

