

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de una columna de rectificación  
para la separación y concentración de  
n-pentano e isoocetano

Autor: Antonio TORTOLERO ROL

Fecha: Junio 2008





## **DOCUMENTO N° 1: MEMORIA.**

<b>CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
1.1. PROBLEMÁTICA ACTUAL.....	1
1.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PETROQUÍMICA.....	4
1.3. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA UNIDAD.....	7
1.4. OBJETO DEL PROYECTO.....	8
1.5. LOCALIZACIÓN.....	8
1.6. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	8
1.7. PETICIONARIO.....	9
<b>CAPITULO 2. COLUMNA DE RECTIFICACIÓN.....</b>	<b>10</b>
2.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	10
2.2. CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES.....	12
2.2.1. Corriente de alimentación.....	12
2.2.2. Corriente de destilado.....	12
2.2.3. Corriente de colas.....	12
2.3. BALANCES A LA COLUMNA.....	13
2.3.1. Balance de materia .....	13
2.3.2. Balance energético.....	17
2.4. DISEÑO DE LA COLUMNA.....	19
2.4.1. Número de etapas de equilibrio.....	19
2.4.2. Diagrama TXY.....	19
2.4.3. Diseño hidráulico de la columna.....	20
2.4.3.1. Válvulas.....	21

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

2.4.3.2.	Inundación.....	22
2.4.3.3.	Lloriqueo.....	24
2.4.3.4.	Arrastre excesivo.....	24
2.4.3.5.	Descarga.....	25
2.4.3.6.	Altura de líquido.....	25
2.4.3.7.	Eficacia de la columna.....	26
2.4.3.8.	Plato de alimentación.....	27
2.4.3.9.	Número de platos reales y altura de la columna.....	27
2.4.4.	Diseño mecánico de la columna.....	28
2.4.4.1.	Material.....	29
2.4.4.2.	Espesor de la envolvente.....	30
2.4.4.3.	Fondos.....	31
2.4.4.4.	soportes.....	32
2.4.4.5.	Pescante.....	33
2.4.4.6.	Bocas de hombre y de inspección.....	33
2.4.4.7.	Conexiones.....	34
2.4.4.8.	Aislamiento.....	35
2.4.4.9.	Pruebas hidráulicas.....	35
2.5.	EQUIPOS AUXILIARES.....	36
2.6.	ESPECIFICACIONES DE LA COLUMNA.....	38
<b>CAPITULO 3. EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR.....</b>		<b>41</b>
3.1.	INTRODUCCIÓN.....	41
3.2.	INTERCAMBIADORES DE CARCASA Y TUBOS.....	42
3.2.1.	Consideraciones generales.....	42
3.2.2.	Numeración TEMA y designación de tipos.....	42
3.2.3.	REBOILER CA-1.....	43
3.2.3.1.	Condiciones de operación.....	43
3.2.3.2.	Diseño del reboiler.....	44

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

3.2.3.3. Características técnicas del reboiler.....	46
3.2.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1, PARA ACONDICIONAR LA ALIMENTACIÓN.....	47
3.2.4.1. Condiciones de operación.....	47
3.2.4.2. Diseño del cambiador.....	48
3.2.4.3. Características técnicas del cambiador.....	49
3.2.5. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-2, PARA ACONDICIONAR EL DESTILADO.....	50
3.2.5.1. Condiciones de operación.....	50
3.2.5.2. Diseño del cambiador.....	51
3.2.5.3. Características técnicas del cambiador.....	52
3.2.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1, PARA ACONDICIONAR EL PRODUCTO DE COLAS.....	53
3.2.6.1. Condiciones de operación.....	53
3.2.6.2. Diseño del cambiador.....	54
3.2.6.3. Características técnicas del cambiador.....	55
3.3. AERORREFRIGERANTE.....	56
3.3.1. Condiciones generales.....	56
3.3.2. Condiciones de operación.....	56
3.3.3. Diseño del aerorrefrigerante.....	57
3.3.4. Especificaciones técnicas.....	58
<b>CAPITULO 4. TRANSPORTE E IMPULSIÓN DE FLUIDOS.....</b>	<b>60</b>
4.1. TRANSPORTE DE FLUIDOS.....	60
4.1.1. Aspectos generales.....	60
4.1.2. Material.....	60
4.1.3. Diámetro.....	60
4.1.4. Espesor.....	61
4.1.5. Aislamiento.....	61

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

4.2. IMPULSIÓN DE FLUIDOS.....	64
4.2.1. Aspectos generales.....	64
4.2.2. Criterios de selección de la bomba.....	64
4.2.3. Bombas seleccionadas.....	65
4.2.4. Sistema de impulsión.....	66
<b>CAPITULO 5. ALMACENAMIENTO DE FLUIDOS.....</b>	<b>70</b>
5.1. ASPECTOS GENERALES.....	70
5.2. CAPACIDAD DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.....	71
5.3 CUBETO DE RETENCIÓN.....	73
<b>CAPITULO 6. ACUMULADOR DE REFLUJO.....</b>	<b>75</b>
6.1. DISEÑO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO.....	75
<b>CAPITULO 7. CONTROL DE LA COLUMNA.....</b>	<b>77</b>
7.1. CONTROL DEL CAUDAL DE ENTRADA A LA COLUMNA.....	77
7.2. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DE LA ALIMENTACIÓN DEL INTERCAMBIADOR IC-1.....	77
7.3.CONTROL DEL NIVEL DE REFLUJO DEL ACUMULADOR.....	78
7.4. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL REFLUJO DEL CONDENSADOR CO-1.....	78
7.5. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL DESTILADO DEL INTERCAMBIADOR IC-2.....	79
7.6. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL REFLUJO DEL REBOILER CA-1.....	79

7.7. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL PRODUCTO DE COLAS DEL INTERCAMBIADOR IC-3.....	79
--	----

## **ANEXOS DE CÁLCULO.**

<b>ANEXO 1. PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS COMPUESTOS.....</b>	<b>81</b>
A1.1. PESO MOLECULAR.....	81
A1.2. DENSIDAD.....	82
<b>ANEXO 2: DISEÑO COLUMNA DE RECTIFICACIÓN.....</b>	<b>84</b>
A2.1. ALIMENTACIÓN A LA COLUMNA.....	84
A2.2. BALANCE GLOBAL DE MATERIA.....	84
A2.3. DIAGRAMA TXY.....	87
A2.4. DISEÑO DE PLATOS.....	88
A2.4.1. Datos de flujo en el último plato de la sección de agotamiento.....	88
A2.4.2. Datos de flujo en el último plato de la sección de rectificación.....	90
A2.4.3. Inundación.....	92
A2.4.4. Arrastre.....	119
A2.4.5. Descarga.....	120
A2.4.6. Altura de líquido.....	120
A2.4.7. Lloriqueo.....	121
A2.4.8. Eficacia de la columna.....	122
<b>ANEXO 3: DISEÑO MECÁNICO DE LA TORRE.....</b>	<b>125</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

A3.1. ALTURA DE LA COLUMNA.....	125
A3.2. ESBELTEZ.....	125
A3.3. ESPESOR DE LA ENVOLVENTE.....	126
A3.4. RESISTENCIA MECÁNICA.....	128
A3.4.1. Fatiga admisible a tracción.....	129
A3.4.2. Fatiga admisible a compresión.....	130
A4.3.3. Fatiga admisible a pandeo.....	130
A3.5. CARACTERÍSTICAS MECÁNICAS DE LA COLUMNA.....	131
A3.5.1. Tensión debida al peso.....	131
A3.5.2. Sección de la columna.....	134
A3.5.3. Tensión debida a la presión interna.....	135
A3.5.4. Tensión debida al viento.....	135
A3.6. RESISTENCIA A LAS TENSIONES.....	139
A3.6.1. Fatiga a tracción.....	139
A3.6.2. Fatiga a compresión.....	139
A3.6.3. Fatiga a pandeo.....	139
A3.6.4. Espesor aislante de la columna.....	140
<b>ANEXO 4: EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR.....</b>	<b>141</b>
A4.1. REBOILER INUNDADO.....	141
A4.1.1. Diferencia verdadera de temperatura.....	143
A4.1.2. Coeficiente global de transmisión de calor de diseño o sucio $U'd$ .....	144
A4.1.3. Número de tubos y diámetro de carcasa.....	145
A4.2.4. Temperaturas calóricas.....	146
A4.1.5. Velocidad másica en al carcasa (Gs).....	147
A4.1.6. Velocidad másica en los tubos (Gt).....	148
A4.1.7. Coeficiente de película interna (hio).....	148

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

A4.1.8. Coeficiente de película externo ( $h_o$ ).....	149
A4.1.9. Coeficiente de transmisión de calor limpio $U_c$ .....	151
A4.1.10. Coeficiente de transmisión de calor de diseño o sucio $U_d$ .....	151
A4.1.11. Factor de obstrucción $R_d$ .....	153
A4.1.12. Caída de presión en la carcasa $\Delta P_s$ .....	153
A4.1.13. Caída de presión en los tubos $\Delta P_t$ .....	155
A4.1.14. Resultados finales reboiler inundado.....	158
<b>A4.2. AERORREFRIGERANTE.....</b>	<b>159</b>
A4.2.1. Diferencia verdadera de temperatura.....	161
A4.2.2. Área de transferencia.....	162
A4.2.3. Área total ocupada por los tubos y número de tubos.....	162
A4.2.4. Número de aletas.....	164
A4.2.5. Número de haces en el condensador.....	165
A4.2.6. Anchura mínima del cabezal.....	166
A4.2.7. Anchura del haz.....	167
A4.2.8. Anchura de la sección.....	167
A4.2.9. Longitud del haz.....	168
A4.2.10. Velocidad másica en los tubos ( $G_t$ ).....	168
A4.2.11. Caída de presión en el haz de tubos $A_{P_t}$ .....	169
A4.2.12. Selección del ventilador.....	171
A4.2.13. Potencia de los ventiladores.....	171
A4.2.14. Resultados finales aerorrefrigerante.....	173
<b>A4.3. INTERCAMBIADORES DE CALOR ADECUACIÓN DE LA CARGA.....</b>	<b>174</b>
A4.3.1. Intercambiador de calor IC-1, para precalentar la alimentación.....	174
A4.3.1.1. Condiciones de operación.....	174
A4.3.1.2. Diferencia verdadera de temperatura.....	176

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

A4.3.1.3. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño.....	177
A4.3.1.4. Número de tubos y diámetro de la carcasa.....	178
A4.3.1.5. Resultados finales para intercambiador IC-1.....	181
A4.3.1. Intercambiador de calor IC-2, para adecuar el destilado para su almacenamiento.....	182
A4.3.1.1. Condiciones de operación.....	182
A4.3.1.2. Diferencia verdadera de temperatura.....	184
A4.3.1.3. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño.....	185
A4.3.1.4. Número de tubos y diámetro de la carcasa.....	186
A4.3.1.5. Resultados finales para intercambiador IC-2.....	188
A4.3.1. Intercambiador de calor IC-3, para adecuar el producto de colas para su almacenamiento.....	189
A4.3.1.1. Condiciones de operación.....	189
A4.3.1.2. Diferencia verdadera de temperatura.....	191
A4.3.1.3. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño.....	192
A4.3.1.4. Número de tubos y diámetro de la carcasa.....	193
A4.3.1.5. Resultados finales para intercambiador IC-3.....	195
<b>ANEXO 5: TRANSPORTE E IMPULSIÓN DE FLUIDOS.....</b>	<b>196</b>
A5.1. DISEÑO DE TUBERÍAS.....	196
A5.1.1. Diámetros.....	198
A5.1.2. Espesores.....	199
A5.1.3. Espesores de aislamiento.....	205
A5.2. IMPULSIÓN DE FLUIDOS.....	207
A5.2.1. Corriente de alimentación.....	210

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

A5.2.1.1. Características bomba B-1.....	210
A5.2.1.2. Características bomba B-2.....	214
A5.2.2. Corriente de destilado.....	218
A5.2.2.1. Cálculo características bomba B-3.....	218
A5.2.2.2. Características bomba B-4.....	223
A5.2.3. Corriente de colas.....	229
A5.2.3.1. Características bomba B-5.....	229
A5.2.3.2. Características bomba B-6.....	233
<b>ANEXO 6. DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO...</b>	<b>237</b>
A6.1. CLASIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS.....	237
A6.2 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO.....	238
A6.2.1. Diseño de tanque de almacenamiento TA-1y TA-4. ....	240
A6.2.2. Diseño de tanque de almacenamiento TA-2 y TA-5.....	241
A6.2.3. Diseño de tanque de almacenamiento TA-3 y TA-6.....	242
A6.2.4 Cubeto de retención.....	243
<b>ANEXO 7: DISEÑO DE ACUMULADORES DE REFLUJO.....</b>	<b>246</b>
A7.1. ACUMULADOR DE REFLUJO AC-1.....	246
<b>ANEXO 8. FIGURAS Y TABLAS PARA EL DISEÑO DE LA UNIDAD Y DE LOS EQUIPOS AUXILIARES.....</b>	<b>249</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>273</b>

**DOCUMENTO 2: PLANOS.**

**PLANO Nº 1. DIAGRAMA DE FLUJO.**

**PLANO Nº 2. DIAGRAMA DE FLUJO DE INGENIERÍA.**

**PLANO Nº 3. COLUMNA DE RECTIFICACIÓN.**

**PLANO Nº 4. DETALLE DE PLATO DE RECTIFICACIÓN.**

**PLANO Nº 5. PERFORACIONES EN EL PLATO (DISTRIBUCIÓN).**

**PLANO Nº 6. FONDO SUPERIOR E INFERIOR COLUMNA TIPO  
“KLOPPER”.**

**PLANO Nº 7. ACUMULADOR DE REFLUJO.**

**PLANO Nº 8. FONDO SUPERIOR E INFERIOR ACUMULADOR  
TIPO “KLOPPER”.**

**PLANO Nº 9. VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN  
REBOILER.**

**PLANO Nº 10. VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN  
AERORREFRIGERANTE.**

**PLANO Nº 11. VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN  
INTERCAMBIADOR IC-1.**

**PLANO Nº 12. VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN  
INTERCAMBIADOR IC-2.**

**PLANO Nº 13. VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN  
INTERCAMBIADOR IC-3.**

**PLANO Nº 14. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA.**

**PLANO Nº 15. DISTRIBUCIÓN DE TANQUES EN EL CUBETO.**

## **DOCUMENTO 3: PLIEGO DE CONDICIONES.**

### **CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN.278**

1.1. OBJETIVO DEL PLIEGO DE CONDICIONES.....	278
1.2. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS.....	278
1.3. CONTRADICIONES, OMISIONES O ERRORES.....	279

### **CAPITULO 2. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE FACULTATIVA.279**

2.1. DIRECCIÓN FACULTATIVA.....	279
2.1.1. Dirección facultativa.....	279
2.1.2. Funciones de la dirección facultativa.....	279
2.2. OBLIGACIONES Y DERECHOS GENERALES DEL CONTRATISTA.....	281
2.2.1. Gastos de cuentas del contratista.....	281
2.2.2. Representación del contratista.....	282
2.2.3. Presencia del contratista en la obra.....	283
2.2.4. Oficina en la obra.....	283
2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto.....	283
2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto.....	284
2.2.7. Información del contratista a subcontratas e instaladores.....	284
2.2.8. Copias de documentos.....	284
2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa.....	284
2.2.10. Libro de Órdenes.....	285

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

2.3. OBRAS Y SU EJECUCIÓN.....	285
2.3.1. Trabajos preparatorios.....	285
2.3.1.1. Comprobación del replanteo.....	285
2.3.1.2. Fijación de los puntos de replanteo.....	286
2.3.1.3. Programación de los trabajos.....	287
2.3.2. Plazos de ejecución.....	287
2.3.3. Desarrollo y control de los trabajos.....	288
2.3.3.1. Equipos de maquinaria.....	288
2.3.3.2. Ensayos.....	288
2.3.3.3. Materiales.....	289
2.3.3.4. Acopios.....	291
2.3.3.5. Trabajos nocturnos.....	292
2.3.3.6. Accidentes de trabajo.....	292
2.3.3.7. Descanso en días festivos.....	293
2.3.3.8. Trabajos defectuosos o no autorizados.....	293
2.3.3.9. Señalización de las obras.....	294
2.3.3.10. Precauciones especiales.....	294
2.3.3.11. Personal técnico.....	295
2.4. RECEPCIÓN DE LAS OBRAS.....	295
2.4.1. Recepción provisional.....	295
2.4.2. Plazo de garantía.....	296
2.4.3. Recepción definitiva.....	297

**CAPITULO 3. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE**

**ECONÓMICA.....297**

3.1. PERCEPCIÓN ECONÓMICA DEL CONTRATISTA.....	297
3.2. PRECIOS UNITARIOS.....	298
3.3. PRECIOS DESCOMPUESTOS.....	298

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

3.4. FIJACIÓN DE PRECIOS UNITARIOS NO CONTRATADOS.....	299
3.5. VARIACIONES EN LOS PRECIOS UNITARIOS.....	300
3.6. OBRAS COMPLEMENTARIAS – CAMBIOS DE MATERIALES..	300
3.7. VALORACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS.....	301
3.7.1. Forma de abono de las obras.....	301
3.7.2. Abono de unidades de obra ejecutadas.....	301
3.7.3. Relaciones valoradas y certificaciones.....	301
3.7.4. Liquidaciones parciales.....	302
3.7.5. Liquidación general.....	302
3.7.6. Pagos.....	302
3.7.7. Suspensión o retraso en el ritmo de los trabajos.....	302
<b>CAPITULO 4. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE LEGAL...</b>	<b>303</b>
4.1. EL CONTRATO.....	304
4.2. ARBITRAJE OBLIGATORIO.....	304
4.3. JURISDICCIÓN COMPETENTE.....	304
4.4. RESPONSABILIDAD DEL CONTRATISTA.....	305
4.5. CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO.....	305
<b>CAPITULO 5. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE     TÉCNICA.....</b>	<b>307</b>
5.1. GENERALIDADES.....	307
5.1.1. Forma general de ejecutar los trabajos.....	307
5.1.2. Replanteo.....	307
5.2. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES.....	308

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

5.2.1. Condiciones generales para los materiales.....	308
5.2.2. Condiciones para las tuberías.....	308
5.2.3. Condiciones para los accesorios.....	309
5.2.4. Condiciones para las válvulas.....	309
5.2.5. Condiciones para soldaduras.....	309
<b>5.3. CONDICIONES PARA LOS EQUIPOS.....</b>	<b>310</b>
5.3.1. Condiciones para las columnas de destilación.....	310
5.3.2. Condiciones para los equipos de intercambio de calor.....	310
5.3.3. Condiciones para las bombas.....	311
5.3.4. Condiciones para los tanques de almacenamiento y acumuladores de reflujo.....	311
<b>5.4. CONDICIONES PARA LA INSTRUMENTACIÓN.....</b>	<b>312</b>

## **DOCUMENTO 4: PRESUPUESTO.**

### **3.1. PÁRTIDA I. COSTE DE LA UNIDAD Y DE LOS EQUIPOS**

<b>AUXILIARES.....</b>	<b>313</b>
3.1.1. Columna de rectificación.....	313
3.1.2. Equipos de transmisión de calor.....	313
3.1.3. Tuberías.....	314
3.1.4. Bombas.....	315
3.1.5. Tanques de almacenamiento.....	316
3.1.6. Acumulador de reflujo.....	317
<b>3.2. COSTE TOTAL DE LA UNIDAD.....</b>	<b>317</b>
<b>3.3. PARTIDA II. OBRA CIVIL E INSTALACIONES.....</b>	<b>318</b>
<b>3.4 IMPORTE TOTAL.....</b>	<b>319</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

***DOCUMENTO Nº1.***

**MEMORIA Y ANEXOS.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

MEMORIA DESCRIPTIVA.

## CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN.

### 1.1. PROBLEMÁTICA ACTUAL.

Actualmente, la sociedad demanda una serie de hidrocarburos que son utilizados como combustible para la automoción. Uno de los combustibles que se utiliza para tal fin, es el isooctano.

Esta necesidad es muy elevada, debido al elevado número de vehículos accionados por este tipo de combustible. Es por este motivo, por el cual se necesitan elevadas cantidades de isooctano, y las compañías petrolíferas se ven obligadas a aprovechar al máximo el barril de crudo, para su transformación en combustibles para la automoción.

Hay que distinguir entre gasolinas de 95 y de 98 octanos. Este índice indica la capacidad antidetonante de una gasolina comparando dicha propiedad, con la de una mezcla de isooctano ( $C_8H_{18}$  muy ramificado, al que se asigna un poder antidetonante de 100) y heptano ( $C_7H_{16}$ , cuya capacidad antidetonante asignada es 0). Así una gasolina de 95 octanos tiene el mismo poder antidetonante que una mezcla del 95% de isooctano y 5% de heptano.

Para comprobar esta problemática, a continuación se muestran datos de consumo de gasolina en Andalucía en el año 2007. Como se ve en las tablas y figuras, la demanda de este hidrocarburo es muy elevada.

*Tabla 1.1 Consumos estadísticos mensuales tipos de gasolina en Andalucía.  
(Junta de Andalucía; Consejería de Innovación y Ciencia).*

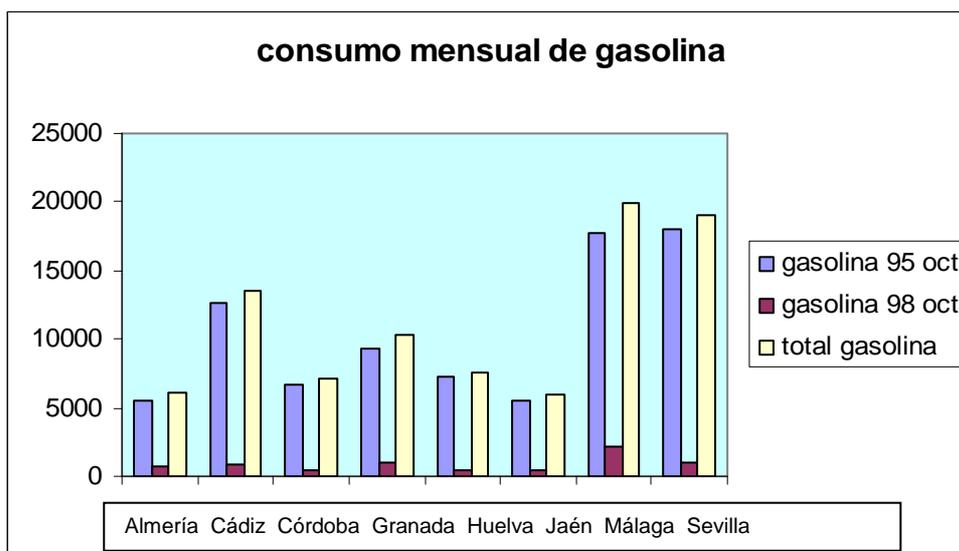
	GASOLINA			GASOLINA	
	95 oct. (Tn <sup>3</sup> )	98 oct. (Tn <sup>3</sup> )		95 oct. (Tn <sup>3</sup> )	98 oct. (Tn <sup>3</sup> )
<b>Almería</b>	5480,00	687,00	<b>Huelva</b>	7206,00	364,00

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

	GASOLINA			GASOLINA	
	95 oct. (Tn <sup>3</sup> )	98 oct. (Tn <sup>3</sup> )		95 oct. (Tn <sup>3</sup> )	98 oct. (Tn <sup>3</sup> )
<b>Cádiz</b>	12591,00	913,00	<b>Jaén</b>	5527,00	455,00
<b>Córdoba</b>	6712,00	459,00	<b>Málaga</b>	17738,00	2112,00
<b>Granada</b>	9274,00	1068,00	<b>Sevilla</b>	17961,00	1021,00

*Tabla 1.2 Consumos anuales tipos de gasolina en Andalucía.  
(Junta de Andalucía; Consejería de Innovación y Ciencia).*

	GASOLINA			GASOLINA	
	95 oct. (Tn <sup>3</sup> )	98 oct. (Tn <sup>3</sup> )		95 oct. (Tn <sup>3</sup> )	98 oct. (Tn <sup>3</sup> )
<b>Enero</b>	79095,72	6226,54	<b>Junio</b>	83343,24	7501,95
<b>Febrero</b>	71723,99	5973,50	<b>Julio</b>	88963,31	8356,71
<b>Marzo</b>	87531,94	8024,81	<b>Agosto</b>	92137,59	9158,71
<b>Abril</b>	78642,37	6752,63	<b>Septiembre</b>	78159,00	7070,00
<b>Mayo</b>	82362,60	7225,13	<b>Octubre</b>	82489,00	7079,00



*Figura 1.1 Consumos mensuales tipos de gasolina en Andalucía.  
(Junta de Andalucía; Consejería de Innovación y Ciencia).*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

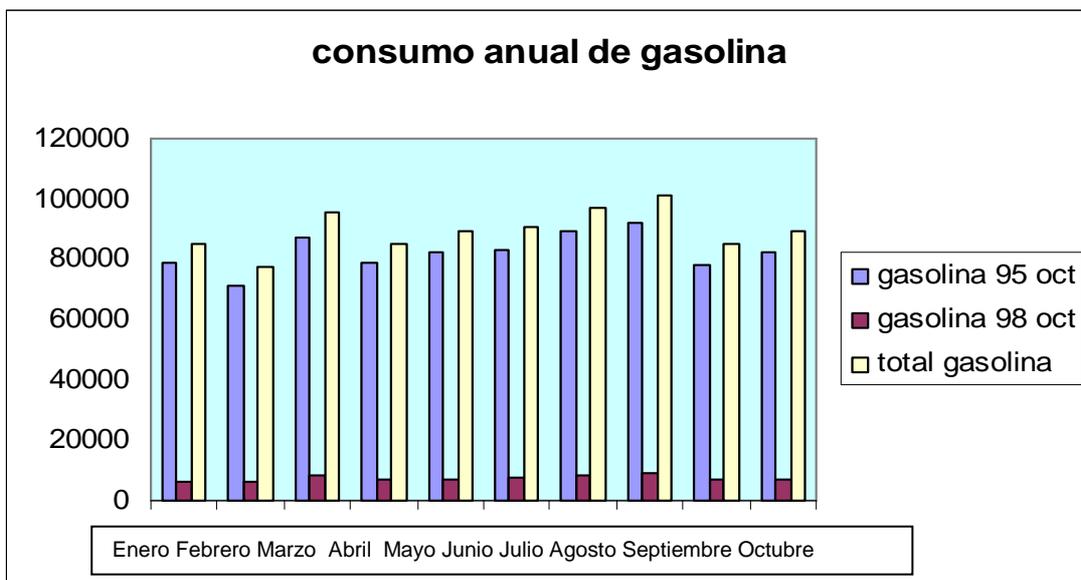


Gráfico 1.2 Consumos anuales tipos de gasolina en Andalucía.  
(Junta de Andalucía; Consejería de Innovación y Ciencia).

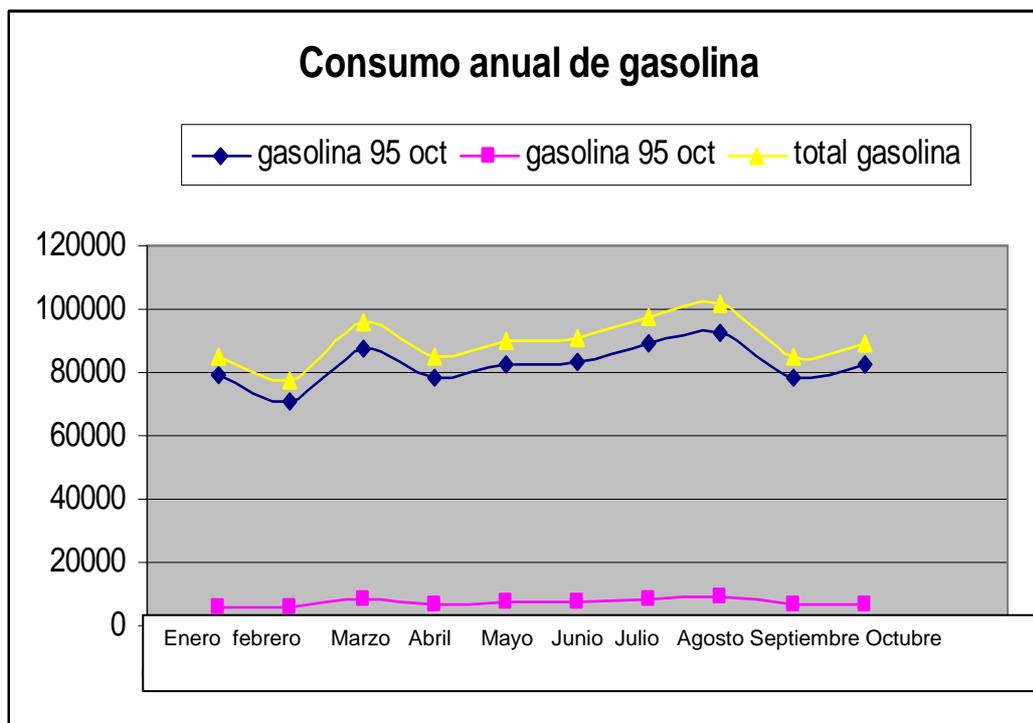


Gráfico 1.3 Consumos anuales tipos de gasolina en Andalucía.  
(Junta de Andalucía; Consejería de Innovación y Ciencia).

## **1.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PETROQUÍMICA.**

En 1982 se pone en funcionamiento la petroquímica “Daytona”, adyacente a la refinería “DT”. La principal producción de “Daytona” es alquilbenceno lineal, que se utiliza como materia prima para la fabricación de sulfonato alquilbenceno lineal, el tensoactivo biodegradable más usado e importante en el mundo.

Esta planta fue diseñada con una capacidad de producción de 195,00 Tn/año de alquilbenceno lineal, siendo con esta producción una de las mayores plantas mundiales de producción de Alquilbenceno lineal.

La petroquímica “Daytona”, trabaja conjuntamente con refinería “DT”, recibiendo queroseno, hidrogeno, benceno, azufre y naftas, a su vez refinería recibe el queroseno hidrogenado sin las n-parafinas, naftas e hidrogeno.

En la figura 1.1, se muestran el diagrama de proceso que comprende todas las unidades presentes en “Daytona”, donde se ubicará la columna objeto de diseño en el presente Proyecto Fin de Carrera.

A continuación se realizará una breve descripción de los procesos llevados a cabo en la petroquímica.

En primer lugar, al queroseno procedente de refinería, se le elimina el azufre, oxígeno, metales y nitrógeno en la subunidad 1, la cual se alimenta con hidrogeno a parte del queroseno antes mencionado.

Esta alimentación antes de ser introducida en el reactor de la unidad, se calienta en un horno. Al encontrarse a alta presión, el hidrogeno se separa de la corriente y es devuelto a la corriente de entrada de la

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

unidad, que se mezcla con hidrogeno nuevo, debido a que parte se pierde al reaccionar con el azufre para dar acido sulfúrico.

La corriente es introducida en un "Stripper" donde las fracciones pesadas son separadas de las ligeras, de forma que la corriente de salida es queroseno unificado, que alimenta a la siguiente unidad.

En la segunda subunidad, se introduce el queroseno libre de azufre. Esta unidad esta compuesta por dos cámaras, aunque realmente equivale solo a una, ya que la cola de la primera cámara se encuentra unida a la segunda. En estas cámaras se produce la separación de las n-parafinas de las isoparafinas, mediante el uso de n-pentano y de tamices moleculares.

La misión de los tamices moleculares, es la de no dejar pasar a los compuestos lineales y no ramificados, los cuales se desplazan gracias al uso del pentano. En las cámaras se añaden desorbentes (n-parafinas).

En esta unidad juega un papel importantísimo la válvula rotatoria, ya que se van introduciendo las parafinas e isoparafinas en los diferentes lechos o tamices. Es aquí donde se produce una corriente de salida con pentano, isooctano y desorbente, que tendrán que ser separados.

El pentano e isooctano, son separados por destilación del desorbente, ya que tiene que ser recuperado y utilizado de nuevo.

La tercera subunidad, es donde se lleva la conversión de parafinas a olefinas, mediante un proceso catalítico con platino como catalizador.

En la cuarta subunidad, se produce la reacción de alquilación con benceno en exceso y en presencia de ácido fluorhídrico. De aquí se pasa

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

a la quinta subunidad, que junto con azufre se produce la transformación del alquilbenceno en sulfonato alquilbenceno lineal.

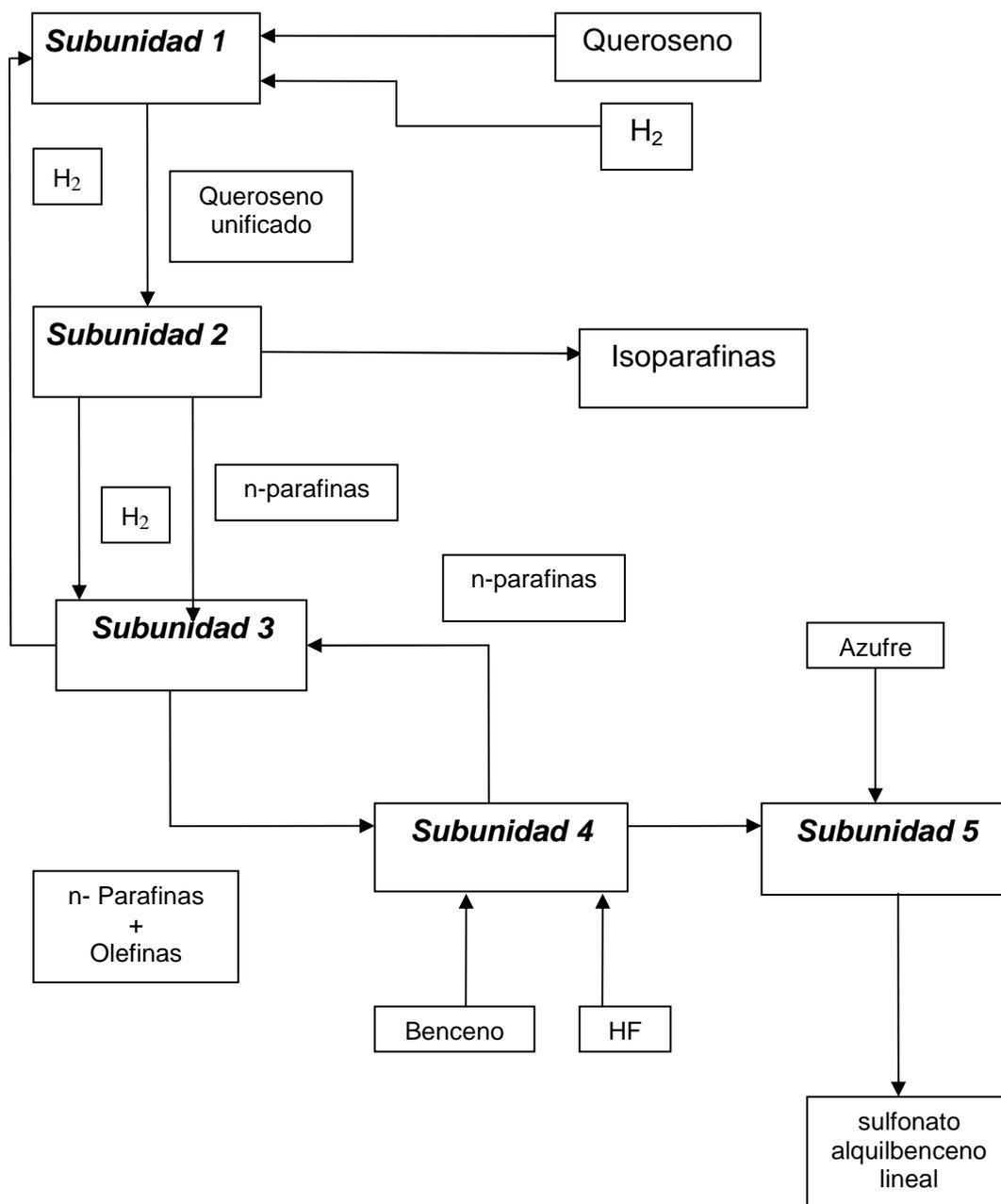


Figura 1.1 Diagrama de proceso de la petroquímica Daytona.

### **1.3. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA UNIDAD.**

Una de las corrientes que se generan en la segunda subunidad, puede ser motivo de estudio. Como se dijo con anterioridad, se genera una corriente que tras ser destilada se separa en dos fracciones, la primera contiene n-parafinas, que son recirculadas al principio de la subunidad y son utilizadas como desorbente. La otra fracción contiene n-pentano e isooctano.

Como se ha comprobado, existe una gran demanda de combustibles de automoción y uno de estos combustibles es el isooctano, de ahí su importancia en su recuperación. Además de esto, se necesita n-pentano en las cámaras para realizar el desplazamiento de las n-parafinas. Pudiéndose recircular y ser usado de nuevo.

Son estos los motivos que impulsan al diseño en el presente proyecto de una columna de rectificación que se localizará en la segunda subunidad.

La columna que se diseña, se alimenta de una corriente de n-pentano e isooctano, procedente del depósito de almacenamiento, que se ha diseñado para almacenar esta corriente durante dos días de operación como máximo.

Los productos obtenidos en esta columna son dos. Por un lado tenemos pentano, obtenido por cabeza de columna, e isooctano obtenido por colas.

La unidad se completa con el uso de equipos para el intercambio de calor, en este caso, un reboiler, un condensador aéreo, y tres intercambiadores de calor para la adecuación de la carga.

Además se utilizan equipos para la impulsión de fluidos, como es el caso de las 6 bombas centrífugas empleadas, para su impulsión a los largo de la red de tuberías.

Se finaliza la descripción señalando el empleo de tanques para su almacenamiento, que se realizarán por duplicado, además de un acumulador de reflujo. Uno de los tanques es el anteriormente citado, para el suministro de alimentación, los otros dos son para el almacenamiento del destilado y del producto de colas.

#### **1.4. OBJETO DEL PROYECTO.**

El objeto del presente Proyecto Fin de Carrera, es el diseño de una columna de rectificación, así como las unidades asociadas a la misma, para concentrar el n-pentano desde un 65% hasta el 99%, y obtener por cola de columna isooctano a un 98%. Para dicha separación se ha considerado una alimentación de 12000 kg/h, por lo que esta unidad tendrá un consumo anual de 105120 toneladas.

#### **1.5. LOCALIZACIÓN**

La unidad se encuentra situada en la petroquímica "Daytona", más concretamente en la segunda subunidad.

"Daytona" se encuentra situada junto a la costa almeriense, concretamente en la localidad de Almerimar, ocupando sus instalaciones una superficie de 2.800.000 m<sup>2</sup>.

#### **1.6. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.**

La justificación de este proyecto, se basa en la importancia que tiene el isooctano en esta sociedad actual, ya que es utilizado como combustible para la automoción. Debido a los altos niveles de consumo, ofrece un mercado seguro y de fácil comercialización.

A su vez, el pentano es usado en el proceso de separación de las isoparafinas de las n-parafinas, por lo que su recuperación y posterior recirculación al proceso se hace necesario, suponiendo un ahorro económico considerable a todo el proceso.

La separación por destilación con rectificación es la técnica más usada para este tipo de procesos, ya que se consigue la separación de los productos sin necesidad de introducir sustancias adicionales. Las propiedades de las dos sustancias puestas en juego, no se ven perjudicadas con el aumento de la temperatura, haciendo de esta técnica las más adecuada para este tipo de sistemas.

Estos motivos hacen al proyecto rentable, viable y lo justifican económicamente.

### **1.7. PETICIONARIO.**

La propuesta de Proyecto Fin de Carrera "Diseño de una columna de Rectificación para la separación y concentración de n-pentano e isooctano", ha sido aceptada por la Comisión de Proyectos fin de Carrera de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Cádiz, con fecha 5 de Marzo de 2008, al alumno Don Antonio Tortolero Rol.

## **CAPITULO 2. COLUMNA DE RECTIFICACIÓN.**

### **2.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.**

Se ha diseñado una columna, para la separación a presión atmosférica del n-pentano e isooctano en dos corrientes. Esta separación se llevará a cabo en una columna de platos, en un proceso de destilación con rectificación. En la figura 2.1 se muestra el diagrama del proceso diseñado en el presente proyecto.

En el diagrama (ver figura 2.1) se muestra la columna y sus principales equipos auxiliares, los cuales serán objeto de estudio en el presente proyecto.

La carga a la columna CR, como se comento con anterioridad, está formada por n-pentano e isooctano provenientes del tanque de alimentación TA-1, y es impulsado por la bomba B-1. El producto de colas (isooctano), parte es devuelto a la columna CR y parte es impulsado por la bomba B-3 y enfriado en el intercambiador IC-3, antes de ser almacenado en el tanque de almacenamiento TA-3. El destilado al salir del acumulador CO-1, parte es enviado a la columna CR como reflujo y parte es impulsado por la bomba B-2, hasta el tanque de almacenamiento TA-2. Antes de ser almacenado es enfriado en el intercambiador IC-2.

Cada tres meses se cambiará de depósito, es decir, se pasará de usar para la alimentación el tanque TA-1 a al tanque TA-2 y para el almacenamiento de destilado y producto de colas de los tanques TA-2 y TA-3 respectivamente al TA-5 y TA-6. De ahora en adelante, cuando se hable de tanques se utilizará para el tanque de almacenamiento la numeración de tanque TA-1, para el destilado el tanque TA-2 y para producto de colas el tanque TA-3

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

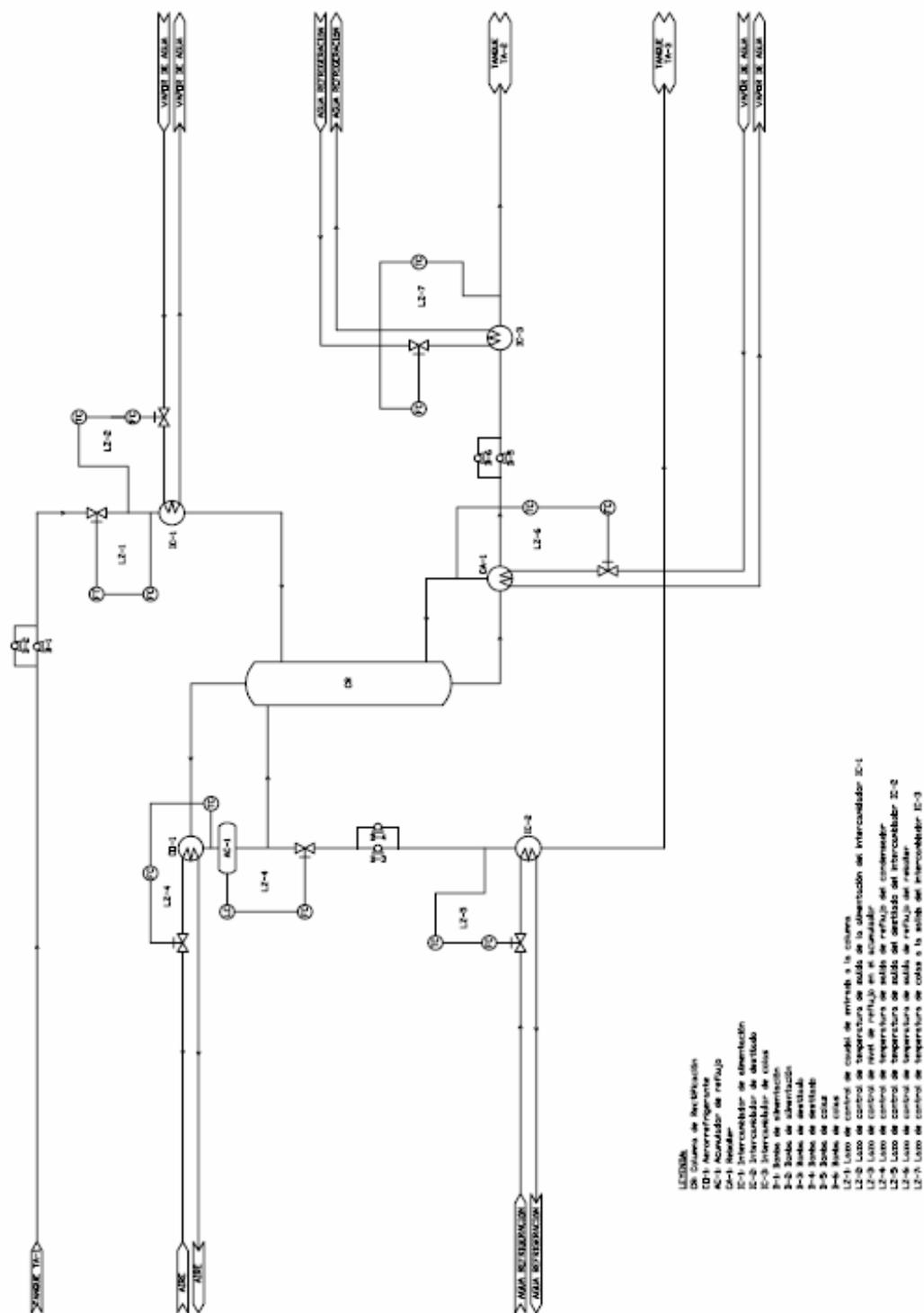


Figura 2.1 Diagrama de flujo de proceso.

## **2.2. CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES.**

### **2.2.1. Corriente de alimentación.**

La corriente de alimentación proviene del tanque de almacenamiento TA-1, con un caudal másico de 12.000 Kg/h y una composición molar de 65% en n-pentano y 35% de isooctano.

La alimentación es precalentada a 58,5 °C, temperatura inmediatamente inferior a su temperatura de ebullición. Este calentamiento se lleva a cabo en el intercambiador IC-1, utilizándose para ello, vapor de agua a baja presión por el lado de los tubos.

### **2.2.2. Corriente de destilado.**

La corriente de destilado que abandona la columna CR por cabeza, lo hace prácticamente agotada en isooctano, con un caudal másico de 8.568,61 Kg/h, y una composición del 99% en n-pentano. La temperatura de esta corriente es de 36,5 °C

Parte de este destilado es devuelto a la columna CR a una temperatura de 35 °C y un caudal másico de 2.010,3 Kg/h. La otra fracción es transportada al tanque TA-2, que antes de ser almacenada, se enfría a 25 °C, a su paso por el intercambiador IC-2, el cual utilizada agua como fluido refrigerante por el lado de los tubos. El caudal másico de destilado que se transporta es de 6.558,31 Kg/h.

### **2.2.3. Corriente de colas.**

La corriente de colas que abandona la columna CR, lo hace prácticamente agotada en n-pentano, con un caudal másico de 18.489,6 Kg/h, y una composición del 99% en isooctano. La temperatura de esta corriente es de 99 °C

Una fracción de este producto de colas, es devuelto a la columna CR a una temperatura de 99,4 °C y un caudal másico de 13.032 Kg/h. La otra fracción que abandona el reboiler CA-1 lo hace a 99,2°C y con un caudal másico de 5.457,70 Kg/h, es impulsada por la bomba B-5 al tanque TA-3, que antes de ser almacenada, se enfría a 25 °C, a su paso por el intercambiador IC-3. El fluido refrigerante utilizado es agua a 20 °C.

### **2.3. BALANCES A LA COLUMNA.**

#### **2.3.1. Balance de materia.**

Las especificaciones para la columna de rectificación dentro del presente proyecto, es conseguir un producto de colas con una pureza del 98% en isooctano, aunque después de realizado el método de resolución escogido, se consigue un producto de colas con un 99%. Además, el destilado deberá de tener un grado de recuperación del 99% en n-pentano.

Se parte de una alimentación conocida, tanto en composición como en caudal, por lo que se calcularán el número de platos necesario y los diferentes caudales y composiciones de destilado y producto de colas.

Antes de entrar de lleno en el estudio de la columna, conviene fijar una serie de aspectos básicos de cara al diseño de la misma.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Se considera que no hay pérdidas de calor con el exterior, que el calor molar constante de vaporización es constante e independiente de la composición, que el calor sensible es despreciable y que no hay calor de mezcla. Lo que se traduce en que el caudal de líquido como el de vapor son constantes en cada una de las secciones de la columna.
- La numeración de los platos se realiza correlativamente desde arriba hacia abajo (desde cabeza de columna a cola de columna).
- Las corrientes de entrada y salida de cada plato están en equilibrio (funcionamiento ideal de la columna).
- Se supondrá que el funcionamiento de la columna tiene lugar de forma continua, de tal forma que los caudales de entrada y salida de la columna permanecen constantes.

A continuación se muestran los resultados de los balances de materia, para las corrientes de entrada y de salida de la columna:

*Tabla 2.2. Balance de materia a la columna*

<b>CORRIENTE</b>	<b>Q (Kg/h)</b>	<b>Q (Kmol/h)</b>	<b>Xc5 (molar)</b>	<b>Xc8 (molar)</b>
<b>ALIMENTACIÓN</b>	12.000	139,26	0,65	0,35
<b>DESTILADO</b>	6.525,70	90,45	0,99	0,01
<b>COLAS</b>	5.477,18	48,81	0,01	0,99

Si se realiza el balance, se comprueba como las corrientes que entran al sistema son las mismas que las que salen:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla 2.3. Resultados balance de materia a la columna.*

	<b>Q (Kmol/h)</b>	<b>Q (Kmol/h)</b>	<b>Total (Kmol/h)</b>
<b>Corrientes de entrada</b>	139,26	-	0
<b>Corrientes de salida</b>	-	139,26	

En el diagrama de balance de materia (ver figura 2.2), se recogen los resultados obtenidos, además de las corrientes que entran y salen del sistema.

# DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

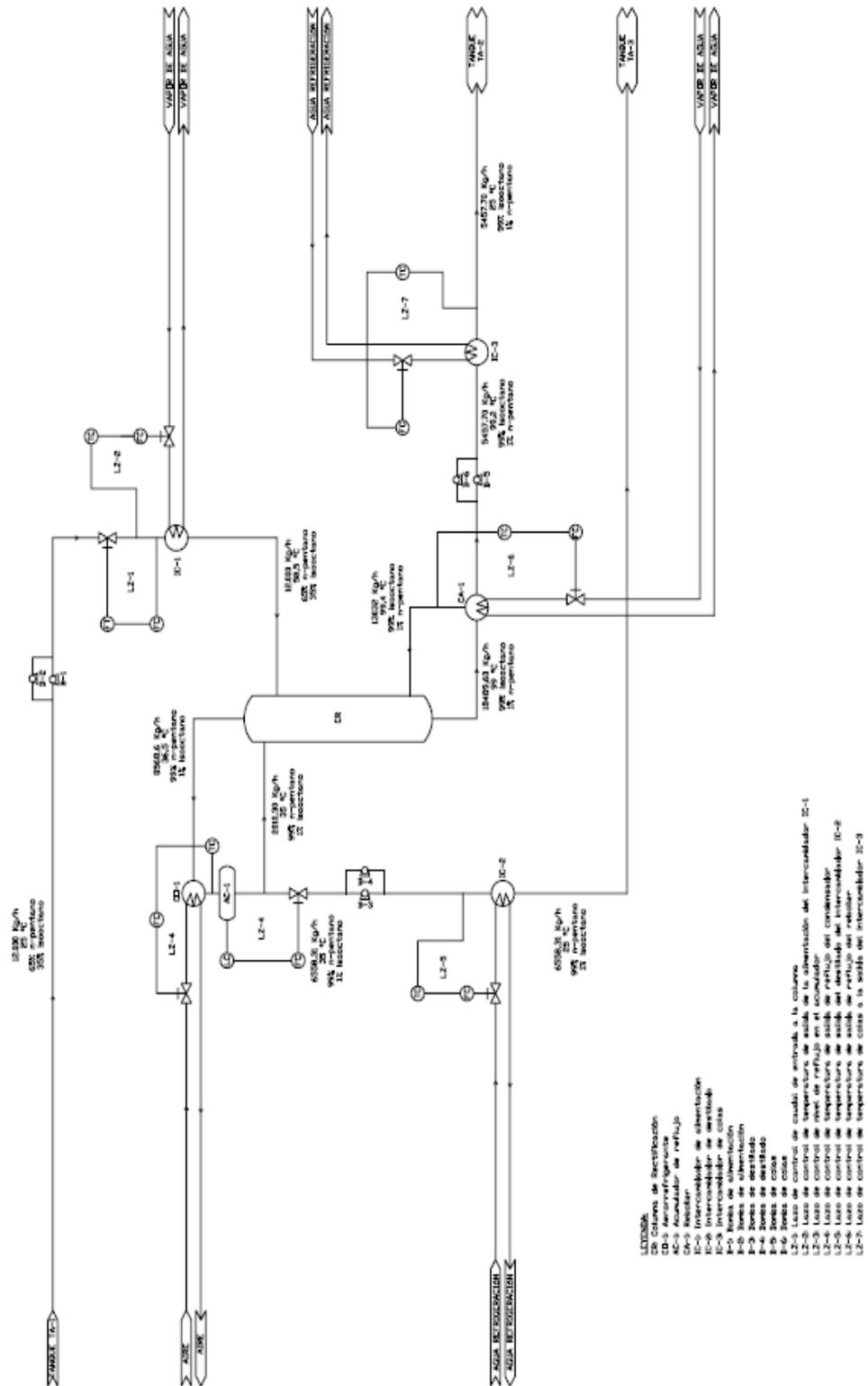


Figura 2.2 Diagrama de materia del proceso.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

### 2.3.2. Balance energético.

Se obtienen las entalpías como el producto del caudal másico por la capacidad calorífica a la temperatura a la que se encuentra cada corriente por su temperatura, además del calor aportado en el reboiler y el retirado en el calderín:

*Tabla 2.4. Resultados balance energético a la columna.*

	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
	$\Delta H_v$ (Kcal/h)	$\Delta H_v$ (Kcal/h)
<b>ALIMENTACIÓN</b>	2.231.106,00	
<b>REBOILER</b>	1.030.416,00	
<b>CONDENSADOR</b>		922.300,00
<b>CONDENSADO</b>		1.139.320,55
<b>COLAS</b>		1.199.905,10

En el balance se comprueba como la suma de las entalpías que entran es igual a la suma de las entalpías que salen del sistema:

*Tabla 2.5 Resultado balance de energía a la columna.*

	$\Delta H_v$ (Kcal/h)	$\Delta H_v$ (Kcal/h)	<b>Total (Kcal/h)</b>
<b>Corrientes de entrada</b>	3.264.052,00	-	0
<b>Corrientes de salida</b>	-	3.255.969,65	

En el diagrama de balance de energía (ver figura 2.3), se recogen los resultados obtenidos, además de los caudales energéticos que entran y salen del sistema, así como las temperaturas de las distintas corrientes.

## DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

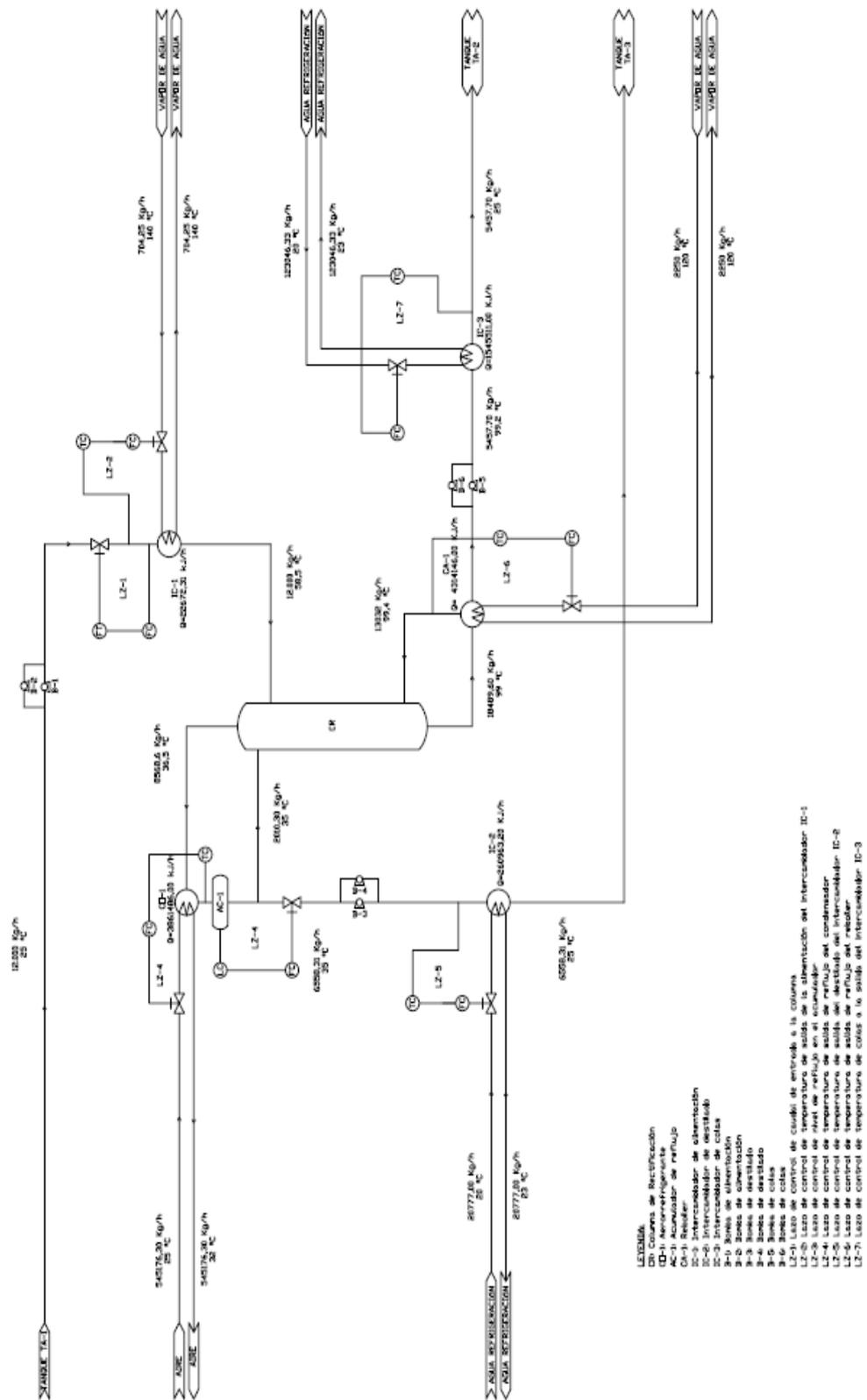


Figura 2.3 Diagrama de energía del proceso.

## **2.4. DISEÑO DE LA COLUMNA.**

### **2.4.1. Número de etapas de equilibrio.**

El cálculo del número de etapas ideales de equilibrio se realizará por el método de McCabe-Thiele. Se trata de una resolución gráfica que toma como herramienta de cálculo el diagrama de equilibrio xy.

El Método de resolución, considera que no hay pérdidas de calor con el exterior, que el calor molar de vaporización es constante e independiente de la composición, que el calor sensible es despreciable y que no hay calor de mezcla. Lo que se traduce en que el caudal de líquido como el de vapor son constantes en cada una de las secciones de la columna.

Aplicando este Método se obtienen un total de 7 etapas ideales o equilibrios, es decir, la columna presenta un total de 6 platos teóricos más el calderín (ver figura A8.3).

El método de McCabe- Thiele, trabaja con caudales molares. Es decir, las composiciones serán composiciones molares, al igual que los caudales de operación, que serán caudales molares.

### **2.4.2. Diagrama Txy.**

Para el cálculo del diagrama Txy, se considera que el comportamiento de la fase vapor es ideal ( $\gamma_1 = \gamma_2 = 1$ ). Para el cálculo de las presiones de saturación, se utiliza la ecuación de Antoine.

Realizando un cálculo con un procesador, obtenemos los valores

de las composiciones para cada temperatura (ver figura A8.4 y A8.5).

A continuación se muestra el diagrama de equilibrio Txy, para el sistema n-pentano e isoctano:

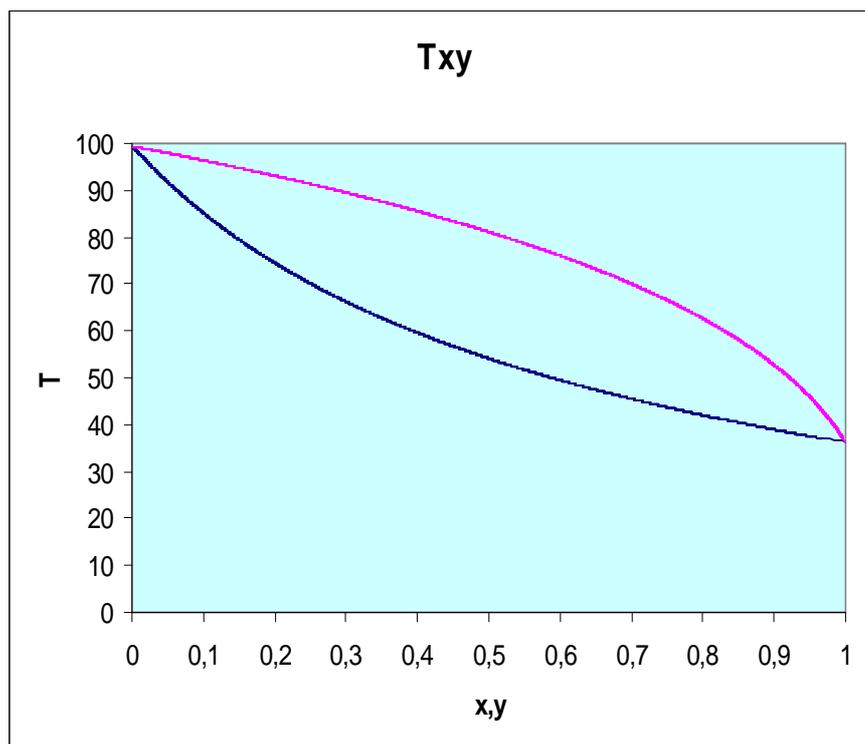


Figura 2.4 Diagrama T-X-Y.

### 2.4.3. Diseño hidráulico de la columna.

Hay una serie de fenómenos que se deben evitar durante la operación de separación, que son:

- Lloriqueo.
- Inundación
- Arrastre excesivo
- Descarga.

Todos estos fenómenos pueden analizarse de forma más sencilla representando de forma gráfica el funcionamiento de la columna para distintos flujos de vapor y líquido (Véase figura 2.5).

Para el diseño de los platos (y la verificación de los fenómenos anteriormente descritos) se utiliza un número adimensional denominado **Parámetro de Flujo, PF**, resultando un parámetro de flujo igual a 0,093 en la zona de rectificación y de 0,10 para la de agotamiento.



Figura 2.2 Características de operación de los platos de una columna.

#### 2.4.3.1. Válvulas.

Las válvulas ofrecen un mejor contacto gas-líquido, ya que la corriente de vapor eleva las válvulas para fluir horizontalmente dentro de la masa de líquido que se encuentra distribuida dentro de la superficie del plato, gracias a este movimiento, se consigue que las válvulas actúen como orificios variables, ajustándose automáticamente a los cambios experimentados por el flujo de vapor y no produciéndose el fenómeno del

lloriqueo.

Además de todo esto, presenta una pérdida de carga pequeña y constante.

Como se verá en el apartado 2.4.3.2. el empleo de platos de válvula se hace necesario, ya que el rango de operación de la columna es muy pequeño, así se asegura una operación estable de separación.

#### **2.4.3.2. Inundación.**

Se produce cuando se genera un alto nivel de líquido en el plato unido a una alta velocidad del vapor, esto genera una gran caída de presión del vapor cuando éste fluye a través del plato, produciéndose el fenómeno de la inundación.

Se realiza un ciclo iterativo de cálculo para los platos inferior de la zona de agotamiento y superior de la zona de rectificación, ya que es donde mayor es la temperatura y por lo tanto mayor valor de  $Q_v$  y mayor valor de área neta,  $A_n$ , por lo que consecuentemente, mayor será el área de la sección de la torre,  $A_t$  (área total).

Se comienza este ciclo iterativo por la zona de rectificación, suponiendo un diámetro de columna,  $T$ , y un diámetro de orificio,  $d_o$ . A partir del diámetro de orificio se obtiene la distancia entre orificios o pitch,  $p'$ .

La bibliografía consultada relaciona el espesor de plato,  $e$ , con el diámetro del orificio,  $d_o$ , siendo necesario determinar la relación entre el área de orificios,  $A_o$ , y el área activa,  $A_a$ .

Se continúa este ciclo calculando la sección de la columna o área neta,  $A_n$ , pero ello es necesario determinar la velocidad de inundación,  $V_f$ , y el caudal de vapor,  $Q_v$ . Para calcular esta velocidad se debe de saber el espaciamento entre platos,  $t$ , que según el método de cálculo escogido, y para el diámetro de columna,  $T$ , escogido da un espaciamento de  $t = 0,5$  m. El espaciamento es necesario para la determinación del coeficiente de inundación,  $C_f$ , que es característico del tipo de plato.

Una vez calculada esta velocidad, el vapor trabajará al 80% de esta velocidad.

El área neta,  $A_n$ , se relaciona con el área total,  $A_t$ , y el área de vertedero,  $A_v$ , y una vez calculadas estas áreas se obtiene el diámetro de la torre,  $T'$ . Se consigue un diámetro superior al supuesto, por lo que se repiten los cálculos para este diámetro,  $T'$ , obteniéndose uno igual al supuesto. Se termina por escoger uno comercial lo más cercano a este.

Hay que conocer el número de válvulas a colocar en cada plato, y estas varían desde 120 unidades a 175 unidades, por lo tanto hay que recalcular el diámetro de la torre,  $T$ , hasta conseguir un número de válvulas comprendido entre estos valores.

La pérdida de carga a través de un plato de válvulas,  $-\Delta P_{total}$ , es función de las velocidades de flujo del líquido y del vapor, del área de los orificios,  $A_o$ , del tipo de válvula, del material de construcción y de las dimensiones de la represa. Para que no ocurra la inundación en los vertederos, el doble del valor de esta pérdida de carga total en el plato debe ser menor que la distancia entre platos.

Se comprueba como este fenómeno no ocurre en ningún plato de la columna:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla 2.6 Resultado de si ocurre inundación.*

ZONA	t (m)	2 · - $\Delta P_{total}$ (m)	< t	Inundación
Agotamiento	0,6	0,154	SI	NO
Rectificación	0,6	0,126	SI	NO

#### 2.4.3.3. Lloriqueo.

Si la velocidad de flujo del vapor es muy baja, se produce el fenómeno de *lloriqueo* o *Goteo*, el líquido cae a través de los orificios por lo que debería ascender el vapor.

Se calculó la velocidad de vapor a través del orificio,  $V_{vm}$ , por debajo de la cual se produce un excesivo lloriqueo, comprobándose que la velocidad de inundación,  $V_f$ , y la de lloriqueo,  $V_{vm}$ , para ambas zonas de la columna son muy parecidas, por lo que el rango de operación de la columna es muy pequeño, es por este motivo por el que se optó a usar platos de válvulas tipo "GLITSCH V-1".

*Tabla 2.7 Resultados velocidad de lloriqueo.*

Sección	$V_{vm}$ (m/s)	$V_{inundación}$ (m/s)	Lloriqueo
Rectificación	0,72	1,23	NO
Agotamiento	0,69	1,33	NO

#### 2.4.3.4. Arrastre excesivo.

A elevadas velocidades del vapor, cuando éste se desprende de la espuma, puede arrastrar pequeñas gotas de líquido, que entrarían en el plato superior modificando con ello la concentración existente.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se obtiene gráficamente (Ver figura A8.8), relacionando el cociente entre las velocidades de inundación (en el presente proyecto se considera al 80%) y los caudales de líquido y vapor y sus densidades. Se comprueba como este fenómeno de arrastre,  $\Psi$ , no afecta a la columna, ya que los platos de válvulas presentan fracciones de arrastre menores que los platos perforados.

*Tabla 2.8 Resultado arrastre fraccional al 80% de la velocidad de inundación.*

Sección	PF	$\Psi$	< 0.1	Arrastre
Agotamiento	0,1	0,03	SI	NO
Rectificación	0,09	0,028	SI	NO

#### 2.4.3.5. Descarga.

La bibliografía consultada, recomienda que la velocidad del líquido por el vertedero,  $V_L$ , sea menor de 0,3 m/s, ya que las burbujas presentes en la espuma conseguirían escapar.

Se comprueba como la velocidad de descarga en los vertederos,  $V_L$ , siempre es inferior a 0,3 m/s.

*Tabla 2.9 Velocidad de descenso en los conductos de bajada: descarga.*

Sección.	$V_L$ (m/s)	< 0.3 m/s	Descarga
Agotamiento	0,045	SI	NO
Rectificación	0,036	SI	NO

#### 2.4.3.6. Altura del líquido.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se recomienda para el diseño de platos de válvula, que para conseguir un contacto adecuado entre las fases líquida y vapor, la profundidad del líquido alcanzada en el plato,  $H$ , (suma de la altura de represa,  $h_w$ , y de cresta,  $h_{ow}$ ), esté comprendida entre 50 – 100 mm.

Se comprueba como las profundidades de líquido, tanto en la zona de agotamiento como en la rectificación, se encuentran dentro del rango especificado.

*Tabla 2.10 Altura de la cresta del líquido.*

<b>Sección</b>	<b><math>h_{ow}</math> (mm)</b>	<b><math>h_{ow} + h_w</math> (mm)</b>	<b>50 &lt; H &lt; 100</b>
<b>Agotamiento</b>	22,46	82,143	SI
<b>rectificación</b>	19,38	79,38	SI

#### **2.4.3.7. Eficacia de la columna.**

Como en la práctica no se alcanzará una eficacia de plato del 100%, necesitaremos más platos que etapas ideales. La relación NPR/NPT, es decir, el cociente entre el número de estados ideales, NPT y el número de platos, NPR, representa la eficacia global,  $E_f$ , de la columna, siendo siempre inferior al 65%.

La razón principal de la pérdida de la eficacia es que la cinética de la tendencia al equilibrio, y el modelo de flujo en el plato, pueden ser desfavorables, no alcanzándose por tanto el equilibrio entre el vapor y el líquido.

Se han desarrollado algunas ecuaciones empíricas que permiten calcular los valores de la eficacia,  $E_f$ . La proporción entre el líquido y

vapor, y las propiedades físicas de las mezclas presentes en los platos, variarán a lo largo de la columna.

Drickamer y Bradford, proporcionaron una sencilla relación empírica de la eficacia global,  $E_f$ , de la columna que trata hidrocarburos de petróleo, relacionando la eficacia de la columna con la viscosidad media de la alimentación:

$$E_f = 0,17 - 0,616 \cdot \log \Sigma(x_f \cdot \mu_L)$$

Dando una eficacia de columna del 64,00%.

#### **2.4.3.8. Plato de alimentación.**

La alimentación se introduce entre los platos 4 y 5. Se obtiene a partir del método utilizado para el cálculo del número de platos.

#### **2.4.3.9. Numero de platos reales y altura de la columna.**

Si se hace uso de la eficacia de la columna y se relaciona con el número de etapas ideales, nos queda un número de platos reales igual a 10, 5 en la zona de agotamiento y 5 en la zona de rectificación.

Conocida la separación entre platos y el numero de estos, además de la altura entre los fondos y los platos superior e inferior, se puede determinar la altura de la columna, que será de 7.40 metros.

#### 2.4.4. Diseño mecánico de la columna.

El diseño mecánico de la columna se ha realizado en función del Código ASME y de las especificaciones de diseño en recipientes a presión en refinerías de petrolero y plantas petroquímicas.

La sección del Código ASME que se ha seguido para el diseño ha sido la sección VIII, División I del citado Código, correspondiente a “Rules for Construction of Pressure Vessel” (reglas para la Construcción de Recipientes a Presión). Las especificaciones que se han seguido son diferentes normas y Reglamentos Españoles, como el Reglamento de aparatos a Presión y su Instrucción Técnica complementaria MIE-AP-6 y la Norma Básica de la Edificación NBE-EA, correspondiente a “Estructuras de acero en la edificación”.

Según la Normativa usada, se utiliza como presión de diseño un 110% de la máxima de operación y una temperatura 15 °C mayor que la máxima alcanzada en la columna.

*Tabla 2.11 Presión y temperatura de diseño.*

<b>P<sub>diseño</sub> (atm)</b>	<b>T<sup>a</sup><sub>diseño</sub> (°C)</b>
1,10	114,4

Se comprueban si las dimensiones obtenidas para la torre de rectificación diseñada, permiten su estabilidad frente a los factores a los que se encuentra expuesta. Para ello se calculan las fatigas admisibles a tracción, compresión y pandeo, comprobándose que las tensiones a las que esta sometida la columna son menores que las tensiones admisibles.

Las tensiones admisibles a tracción y a compresión, nunca podrán superar la máxima tensión admisible a la temperatura de diseño, que se especifica en el apartado UG-23.a del Código ASME, Sección VIII,

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

División I, además de estar afectado por el coeficiente de eficiencia de la soldadura. Para el caso de la fatiga admisible a tracción se utilizara para el coeficiente de eficiencia de la soldadura el caso más desfavorable y para la fatiga admisible compresión será la tensión admisible calculada (utilizando un coeficiente de eficiencia de soldadura de  $E = 1$ ). Para calcular la tensión admisible a pandeo se toma el menor valor entre un tercio de la tensión admisible a la temperatura de diseño y el obtenido mediante la expresión aportada por el Código ASME.

Además hay que tener en cuenta las cargas a las que va a estar sometida la columna. La tensión debida al peso, que será la suma del peso de la envolvente, de los platos, de los fondos y demás elementos de los que forman parte de una columna de rectificación (tuberías, escaleras, plataformas...) y de la columna llena de agua, todo esto dividido por la sección de la columna sin tener en cuenta el sobreespesor para corrosión.

*Tabla 2.12 Valores de tensiones máximas y cargas a las que esta sometida la columna.*

$\sigma_{\text{admisible tracción}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	1.181,40	$\sigma_{\text{peso}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	43,56
$\sigma_{\text{admisible comp}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	1.969,00	$\sigma_{\text{presion interna}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	50,00
$\sigma_{\text{admisible pandeo}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	796,00	$\sigma_{\text{viento}} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$	31,48

#### 2.4.4.1. Material.

Las especificaciones del Código ASME en su sección II, expone que el acero escogido para la construcción de recipientes de acero sometidos a presión, su contenido máximo en carbono del acero a soldar será inferior al 15%, en caso de acero al carbono – molibdeno.

El acero inoxidable seleccionado es acero AISI 316L, ya que contiene un porcentaje en carbono menor del 0,15% y porcentajes en Cr mayores del 9% (ver figura A8.9), otorgándole un gran comportamiento frente a la corrosión. El motivo del uso de este acero, es su magnífico comportamiento frente a la corrosión en ambientes salinos, ya que la planta se encuentra situada a nivel del mar.

En el anexo de cálculos, tras el capítulo correspondiente al diseño mecánico de la columna, donde podemos consultar algunas propiedades del acero escogido, comprobamos que su contenido en carbono es inferior al 15%. En la figura A8.11 podemos ver la variación de las propiedades mecánicas de un acero inoxidable en función de la temperatura.

#### **2.4.4.2. Espesor de la envolvente.**

El cálculo del espesor de la envolvente,  $e$ , se calcula mediante dos expresiones diferentes, basadas en Códigos y especificaciones distintas, tomándose el de mayor valor. Una es la expresión recogida en el Código ASME en su sección VIII, División I y la otra es la que nos proporciona la Especificación Técnica Complementaria MIE-AP-6.

La especificación técnica complementaria tiene en cuenta un sobreespesor para la corrosión,  $c$ , con el objetivo de proteger la envolvente frente a este fenómeno. Este sobreespesor,  $c$ , se añade a todas las partes en contacto con el fluido, si es un elemento sometido a presión o soldado al interior del recipiente o es una superficie en contacto con el fluido contenido en el recipiente. Para el caso de aceros de alta aleación, es decir, aceros con más de un 9% de contenido en Cr (caso de nuestro acero), el sobreespesor será de 1,50 mm.

El Código ASME, no tiene en cuenta este sobreespesor pero si el coeficiente referido a la eficiencia de la soldadura, escogiéndose el caso más desfavorable, además de depender de la presión de diseño.

Como en ninguna de las entradas de producto a la columna es mayor de 10 m/s (ver tabla A5.7, en el anexo de cálculos), no es necesario colocar una chapa de desgaste de 10 mm de espesor mínimo y del mismo material de la envolvente.

El mayor de los espesores de chapa para la envolvente es de 6 mm, se redondea al estándar inmediatamente superior, quedándonos un espesor para la envolvente de 10 mm.

#### **2.4.4.3. Fondos.**

El diseño de una columna de destilación se regirá por las especificaciones referentes al diseño de recipientes a presión. Las conexiones serán bridadas y los fondos serán toriesféricos del tipo KLOPPER (el diámetro de curvatura del fondo es igual al diámetro de la torre); excepto que se den alguna de las condiciones indicadas a continuación, en cuyo caso se utilizarán fondos toriesféricos del tipo KORBBOGEN (el radio de curvatura es 0,8 veces el diámetro de la torre), elípticos (con relación máxima 2:1) o semiesféricos:

- Presión de diseño igual o superior a  $7 \text{ kg}\cdot\text{cm}^2$ .
- Temperatura de diseño superior a  $350^\circ\text{C}$ .
- Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10.

La presión de diseño es de  $1,14 \text{ kg}/\text{cm}^2$ , la temperatura de  $113^\circ\text{C}$ , la relación altura diámetro menor de 10, y no hay agitadores ni nada por el

estilo, nuestros fondos tanto el superior como el inferior serán tipo KLOPPER, con espesor igual al de la envolvente.

Estos fondos serán de una sola pieza y un diámetro inferior a 3,4 m, y se unirán a la envolvente según marca el Código ASME en su Sección VIII, división I, es decir, mediante soldadura en ángulo. Al poseer, una relación espesor/diámetro mayor que 0,002, concretamente 0,007, no será necesario el cálculo de esfuerzos para asegurar la estabilidad al pandeo.

#### **2.4.4.4. Soportes.**

Con respecto a los soportes, las columnas serán diseñadas como unidades autosoportadas; utilizándose fundamentalmente faldones, aunque también se pueden utilizar patas, silletas y consolas.

El empleo de faldones está especialmente aconsejado cuando se cumpla alguna de las siguientes condiciones:

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1.500 mm.
- La relación altura/diámetro del recipiente sea mayor que 5.
- Puedan esperarse vibraciones.
- El peso del recipiente lleno de agua sea superior a los 15.000 kg.

En el capítulo del anexo de cálculos referente al diseño mecánico de la columna obtenemos un diámetro exterior de la envolvente,  $D_o$ , superior a 1500 mm, y una relación altura de columna diámetro de 6.9, por lo que al cumplirse más de una de estas condiciones se hará uso de faldones.

Estos faldones irán soldados al fondo inferior, de forma que los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidan. En ningún caso el faldón será soldado al exterior de la envolvente y dispondrán de, al menos, una abertura de acceso. Para diámetros de faldón igual o menor a 2,5 m, se utilizará una sola abertura. Para diámetros superiores se utilizarán dos.

No se permitirán uniones bridadas o roscadas en el interior del los faldones. Las tuberías del fondo del recipiente llevarán un codo de 90° y una tubería horizontal de prolongación hasta el exterior del faldón terminada en brida.

Para diámetros de recipientes mayores de 1 metros deben colocarse 4 ventilaciones, estas consisten en nipples de 4 pulgadas de diámetro en la parte superior del faldón, para ventear el espacio situado debajo de su inserción con el fondo inferior.

Con respecto a la tubería que va del fondo de la torre al reboiler, así como cualquier otra tubería que atraviese el faldón, se utilizará un collarín para no debilitar la función de soporte. Estos collarines tendrán el tamaño suficiente para admitir el calorifugado y la expansión térmica.

#### **2.4.4.5. Pescante.**

Al tratarse de un recipiente vertical, se instalará un pesante de capacidad suficiente para desmontar las válvulas en cabeza y elementos internos, y en ningún caso esta capacidad será inferior a 500 Kg.

#### **2.4.4.6. Bocas de hombre y de inspección.**

La distancia máxima recomendada para bocas de hombre en torres de platos es aproximadamente de 6 metros, como la columna tiene una altura de 8,06 metros, se instalarán dos bocas de hombre de 20 pulgadas de diámetro interior mínimo, una debajo del plato inferior y la otra encima del plato superior. Todas las bocas de hombre se equiparán con pescantes o bisagras.

Las bocas de hombre estarán colocadas de forma que se eviten los riesgos personales que pudieran producirse al entrar o salir el personal, debido a sumideros y otras aberturas.

#### **2.4.4.7. Conexiones.**

Todas las conexiones serán bridadas y dimensionalmente deberán de estar de acuerdo, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, con la Norma ASME B 16,47 y presentaran un rating de acuerdo a la Norma ASME/ANSI B 16,5. Las de diámetro nominal igual o superior a 3 pulgadas, deberán ir provistas de una chapa de refuerzo. Todas las bridas de las tubuladuras, incluidas bocas de hombre e inspección, serán welding Neck, para tamaños de 2 pulgadas y mayores, como ocurre en todas nuestras tuberías.

Los cuellos de las bridas soldadas tendrán el mismo diámetro interior que la de las tuberías conectadas. Las caras de las bridas serán las especificadas de acuerdo con ANSI B16,20. El acabado superficial de las caras de las bridas será suave o mate fino, con una rugosidad entre 125 y 250 Ra, de acuerdo con ASME/ANSI B46.1.

Todas las conexiones deberán de ser de diámetro superior a 1 ½ pulgadas, lo cual se cumple en las cinco conexiones a la torre:

- Tubería de alimentación líquida sobre plato 5, de diámetro nominal 3 in y Schedule 40ST.
- Tubería de salida de vapor de cabeza de columna hacia el condensador CO-1, de 12 in y Schedule ST.
- Tubería de reflujo de líquido que se devuelve a cabeza de columna sobre el plato 1, de 2 in y Schedule 40 ST.
- Tubería de salida del líquido por colas de columna hacia el reboiler, de 4 in y Schedule 40ST.
- Tubería de reflujo de vapor que se devuelve a columna sobre plato 10, de 14 in y Schedule ST.

#### **2.4.4.8. Aislamiento.**

Para el aislamiento de la columna se usará lana de vidrio, ya que cubre las necesidades técnicas de la columna y se trata de un material que de forma más económica cubre los requerimientos del proceso y del recipiente. Estará recubierta de aluminio. En el anexo de cálculo en el apartado referente a tuberías y bombas, se muestran los espesores estándar para lana de vidrio a diferentes rangos de temperatura.

Obteniéndose un espesor de lana de vidrio de 1 ½ in (3.84 cm).

#### **2.4.4.9. Pruebas hidráulicas.**

Se deberán pasar las siguientes pruebas hidráulicas:

- Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación, si no fuese posible realizarla en su posición de operación. Estará de acuerdo con

ASME VIII, División I y con el Reglamento de Aparatos a Presión y su instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6.

- Prueba inicial en el lugar de instalación, con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con ASME VIII, División I y con el Reglamento de aparatos a presión y si Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6.
- Pruebas periódicas que se realizaran de acuerdo con el Reglamento de Aparatos a Presión y si Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6.

## **2.5. EQUIPOS AUXILIARES.**

La columna de rectificación se conectará a los siguientes equipos auxiliares para su correcto funcionamiento:

- Reboiler de carcasa y tubo CA-1, con 224 tubos de 0,75 in de diámetro exterior con un espesor de 16 BWG y 20 ft de largo. Con un pitch de 15/16 in y con un diámetro de carcasa de 17 ¼ in. Se alimenta con la corriente que sale de la columna, mediante la línea CA-01-01, de 4 in de diámetro, vaporizando parcialmente al líquido y enviando una fracción de vuelta a la columna en forma de vapor a través de la línea CA-01-02 de 14 in y la otra fracción en forma de líquido la envía al tanque de almacenamiento TA-3 a través de la línea CA-01-03 de 2 in.
- Aerorefrigerante de tiro forzado CO-1, con 919 tubos, con un diámetro exterior de tubo de 1 in, 11 BWG y 30 ft de largo. Se alimenta con la corriente que sale de la columna, mediante la línea

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

CO-01-01, de 12 in de diámetro, vaporizando condensando al liquido y enviando al liquido condensado a través de la línea CO-01-02 hasta el acumulador de reflujo.

- Intercambiador de carcasa y tubo IC-1, para acondicionar la alimentación, con 32 tubos de 1,00 in de diámetro exterior con un espesor de 14 BWG y 8 ft de largo. Con un pitch de 1 ¼ in y con un diámetro de carcasa de 10 in. Se alimenta con la corriente que sale del tanque de almacenamiento TA-1, mediante la línea AL-01-02, de 3 in de diámetro, precalentando la mezcla hasta su temperatura de ebullición, enviándola hasta la columna a través de la línea AL-01-03 de 3 in.
  
- Intercambiador de carcasa y tubo IC-2, para acondicionar el destilado antes de su almacenamiento, con 52 tubos de 1,00 in de diámetro exterior con un espesor de 14 BWG y 10 ft de largo. Con un pitch de 1 ¼ in y con un diámetro de carcasa de 13 ¼ in. Se alimenta con la fracción de destilado que no es devuelto a la columna, a través de la línea CO-01-05, de 3 in de diámetro, enfriándolo hasta la temperatura de almacenamiento, a continuación, es enviado hasta el tanque de almacenamiento TA-2 a través de la línea CO-01-06 de 3 in.
  
- Intercambiador de carcasa y tubo IC-3, para acondicionar el producto de colas antes de su almacenamiento, con 118 tubos de 1,00 in de diámetro exterior con un espesor de 14 BWG y 10 ft de largo. Con un pitch de 1 ¼ in y con un diámetro de carcasa de 17 ¼ in. Se alimenta con la fracción de colas que no es devuelta a la columna, a través de la línea CA-01-04, de 2 in de diámetro, enfriándolo hasta la temperatura de almacenamiento, a

continuación, es enviado hasta el tanque de almacenamiento TA-3 a través de la línea CA-01-05 de 2 in.

- Tanque de almacenamiento TA-1 y TA-4, para la corriente de alimentación, construido en acero al carbono, con un volumen de 1.625 m<sup>3</sup> y una altura de 11,00 m. El tanque tiene un diámetro de 13,70 m y un espesor de 10 mm.
  
- Tanque de almacenamiento TA-2 y TA-5, para la corriente de destilado, construido en acero al carbono, con un volumen de 819 m<sup>3</sup> y una altura de 9,10 m. El tanque tiene un diámetro de 10,70 m y un espesor de 5 mm.
  
- Tanque de almacenamiento TA-3 y TA-6, para el producto de colas, construido en acero al carbono, con un volumen de 481 m<sup>3</sup> y una altura de 7,30 m. El tanque tiene un diámetro de 9,10 m y un espesor de 5 mm.
  
- Acumulador de reflujo AC-1, depósito de almacenamiento del condensado proveniente del aerorefrigerante, y que se separa en dos corrientes a través de la línea CO-01-03 una dirigida al depósito de almacenamiento TA-2 a través de la CO-01-04 y sucesivas y otra de vuelta a la columna como reflujo a través de la línea CO-01-09.

## **2.6. ESPECIFICACIONES DE LA COLUMNA.**

Se tiene una columna de 1,50 metros de diámetro y con un espaciado entre platos de 0,60 metros, con una altura de columna de 8,06 metros incluyendo los fondos que serán de tipo KOPPLER, cuya distancia a los platos superior e inferior será de 1 metro. Se obtendrán 10

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

platos de válvulas Glitsch V-1 de 2 milímetros de espesor, y un pitch o espaciamiento entre orificios de  $11,25 \cdot 10^{-3}$ , con 155 válvulas en ambas zonas de la columna. Se usará para su construcción acero inoxidable AISI 316L.

Las características del plato en la zona de rectificación se recogen en la siguiente tabla:

*Tabla 2.13 Valores finales de los parámetros del plato en zona de rectificación.*

<b>Diámetro torre (m)</b>	1,50	<b>Área vigas (m<sup>2</sup>)</b>	0,20
<b>Área total (m<sup>2</sup>)</b>	1,77	<b>Espesor Vigas (m)</b>	0,050
<b>Área neta (m<sup>2</sup>)</b>	1,46	<b>Ancho Derramadero (m)</b>	1,125
<b>Área vertedero (m<sup>2</sup>)</b>	0,15	<b>Distancia Vertederos (m)</b>	0,988
<b>Área activa (m<sup>2</sup>)</b>	1,26	<b>Espesor Plato (m)</b>	0,002
<b>Área orificios (m<sup>2</sup>)</b>	0,18	<b>Número válvulas</b>	155

La pérdida de carga en el plato será:

*Tabla 2.14 Valores de la pérdida de carga en el plato.*

<b><math>-\Delta P_{\text{seco}}</math> (m)</b>	<b><math>\Delta P_{\text{total}}</math> (m)</b>	<b><math>2 \cdot (-\Delta P_{\text{total}}) &lt; t</math></b>
$2,2 \cdot 10^{-3}$	0,048	$0,096 < 0.6$

Para la sección de agotamiento, las características del plato:

*Tabla 2.15 Valores finales de los parámetros del plato en zona de agotamiento.*

<b>Diámetro torre (m)</b>	1,50	<b>Área vigas (m<sup>2</sup>)</b>	0,20
<b>Área total (m<sup>2</sup>)</b>	1,77	<b>Espesor Vigas (m)</b>	0,050
<b>Área neta (m<sup>2</sup>)</b>	1,46	<b>Ancho Derramadero (m)</b>	1,125
<b>Área vertedero (m<sup>2</sup>)</b>	0,15	<b>Distancia Vertederos (m)</b>	0,988
<b>Área activa (m<sup>2</sup>)</b>	1,26	<b>Espesor Plato (m)</b>	0,002

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

<b>Área orificios (m<sup>2</sup>)</b>	0,18	<b>Número válvulas</b>	155
---------------------------------------	------	------------------------	-----

La pérdida de carga en el plato será:

*Tabla 2.16 Valores de la pérdida de carga en el plato.*

<b>-<math>\Delta P_{\text{seco}}</math> (m)</b>	<b><math>\Delta P_{\text{total}}</math> (m)</b>	<b><math>2 \cdot (-\Delta P_{\text{total}}) &lt; t</math></b>
$2,2 \cdot 10^{-3}$	0,044	$0,088 < 0.6$

## **CAPITULO 3. EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR.**

### **3.1. INTRODUCCIÓN.**

A continuación, se procede a especificar las características técnicas de cada equipo de transmisión de calor utilizado en el acondicionamiento de las diferentes corrientes que abandonan y entra en la columna.

Los equipos utilizados son intercambiadores de carcasa y tubo, por ser los más extendidos en plantas químicas, debido a su gran versatilidad, disponibilidad y posibilidad de mantenimiento, además de ser capaces de operar en un amplio rango de temperaturas y presiones.

Para el acondicionamiento térmico de las corrientes a almacenar, de la alimentación y de la corriente de salida de la columna a la que se le realiza una evaporación parcial, se han escogido cambiadores de carcasa y tubo. El fluido de interés circula a través de la carcasa y el vapor y el agua de procesos por el interior del haz tubular

En el caso de los condensadores, se utilizan aerorrefrigerantes (condensadores refrigerados por aire), este tipo de condensadores al igual que los cambiadores de carcasa y tubos, son los más utilizados en plantas químicas donde hay columnas de rectificación. Con el empleo de este tipo de condensadores, se consigue ahorro en el aspecto del aporte de agua u otro fluido de refrigeración.

En el presente proyecto se han diseñado:

- 1 reboiler.
- 1 condensador.

- 1 intercambiadores de carcasa y tubos para acondicionar la alimentación.
- 2 intercambiadores para acondicionar los productos antes de ser almacenados en los tanques.

### **3.2. INTERCAMBIADORES DE CARCASA Y TUBOS.**

#### **3.2.1. Consideraciones generales.**

Los intercambiadores de carcasa y tubos están compuestos por tubos de sección circular situados en el interior de una carcasa cilíndrica. Uno de los fluidos participantes en el intercambio de calor circula por el interior de los tubos y el otro lo hará por el interior de la carcasa. En los extremos del haz de tubos, encontramos unos cabezales que fuerzan al fluido a introducirse por los tubos.

Las consideraciones de diseño, fabricación, materiales de construcción y testing están estandarizados por TEMA (The Tubular Exchanger Association). Los equipos se diseñan bajo estas normas para obtener seguridad y duración de servicio.

#### **3.2.2. Numeración TEMA y designación de tipos.**

Un intercambiador de carcasa y tubos bajo numeración TEMA se identifica bajo tres letras (Ver figura A8.12), el diámetro nominal en pulgadas del casco, como el diámetro interior de la carcasa y la longitud nominal de los tubos en pulgadas.

### **3.2.3. REBOILER CA-1.**

Se trata de un rehervidor de caldera o reboiler tipo Kettle.

La corriente de entrada al reboiler es la que sale de la columna y es introducida en él a través de la línea CA-01-01 con 4 in de diámetro nominal y un caudal másico de 18.489,6 Kg/h. en el interior del reboiler se produce la evaporación parcial debido a la circulación por el interior de los tubos de vapor de agua de baja presión a una temperatura de 120 °C, con un caudal másico de 2.250 Kg/h. La corriente gaseosa es de nuevo introducida en la columna a razón de 13.032 Kg/h, a través de la línea CA-01-02 de 14 in de diámetro nominal.

La corriente de líquido no vaporizado y que se bombea hasta el tanque de almacenamiento TA-3, lo realiza a través de la línea CA-01-03 de 2 in de diámetro nominal con un caudal de 5.457,7 Kg/h.

Al tratarse de un reboiler el fluido que se vaporiza circulará siempre por el lado de la carcasa, ya que la forma de esta favorece la separación del vapor de su líquido en equilibrio.

#### **3.2.3.1. Condiciones de operación.**

La corriente de entrada al reboiler lo hace a una temperatura de 99 °C, la fracción vaporizada lo abandona a 99,4 °C y la no vaporizada a 99,2 °C. Para conseguir esta vaporización parcial se introduce una corriente calefactora formada por vapor de agua a baja presión a 120 °C, transfiriéndole su calor latente de vaporización.

El reboiler opera a presión atmosférica, mientras que el lado de los tubos presenta una presión de 29,83 psi.

### 3.2.3.2. Diseño del reboiler.

Una vez definidas las temperaturas de las corrientes de entrada y salida al reboiler, se calcula el calor necesario a aportar,  $Q$ , para a continuación saber que caudal de vapor de agua,  $m_c$ , es necesario para conseguir esta vaporización parcial.

Una vez obtenido este calor,  $Q$ , se determina el área necesaria para este intercambio,  $A$ , a través de la ecuación integrada de Fourier:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

El coeficiente global de calor,  $U_d$ , se obtendrá de dos formas distintas mediante datos bibliográficos basados en la experiencia profesional y de modo analítico. Se comprueba que el valor escogido es cercano al supuesto (véase anexo de cálculo, parte correspondiente al diseño de equipos de intercambio de calor).

Para el calculo del número de tubos necesarios,  $N_t$ , se divide el área,  $A$ , para este intercambio entre la superficie externa que presentan los tubos, tomándose el número estándar inmediatamente superior, en caso de no coincidir con los estándares, a partir del número de tubos se obtiene el diámetro de carcasa,  $D_c$ .

Como en los reboiler se debe de tener una caída de presión muy pequeña en el lado de la carcasa,  $\Delta P_s$ , no se utilizan deflectores segmentados, sino únicamente placas soporte, una simple chapa inserta en medio del haz y que obliga al fluido a efectuar dos pasos en el interior de la carcasa, es por este motivo, por el que se asemeja el comportamiento de la carcasa al de un tubo.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se comprueba que la caída de presión,  $\Delta P_s$ , que se produce es menor que la máxima recomendada para este tipo de equipos, además de conseguir un factor de obstrucción,  $R_d$ , superior al mínimo, por lo que se garantiza un periodo de funcionamiento razonable.

El cabezal flotante que se utiliza es extraíble, sujetándose directamente con pernos al panel de tubos flotante, la ventaja de esto, es que el haz de tubos puede retirarse sin necesidad de desmontar la cubierta de la carcasa ni el cabezal. Gracias a esto, los tiempos de limpieza y mantenimiento se reducen.

*Tabla 3.1 Resultados parámetros del reboiler CA-1.*

<b>Qc (KCal/h)</b>	1.030.416
<b>Mc (Kg/h)</b>	2.250
<b>U'd (KCal/h·m<sup>2</sup>·°C)</b>	610
<b>Ud (Kcal/h·m<sup>2</sup>·°C)</b>	605,12
<b>Ntubos</b>	224
<b>Dcarcasa (m)</b>	5,26
<b>Atrans. (m<sup>2</sup>)</b>	81,78
<b>Rd</b>	0,0023
<b><math>\Delta P_{tubos}</math> (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,014
<b><math>\Delta P_{carcasa}</math> (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,07

*Tabla 3.2 Comprobación del correcto funcionamiento.*

	<b>diseño</b>	<b>permitido</b>	<b>Cumple condición</b>
<b><math>\Delta P_{tubos}</math> (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,014	0,07	SI
<b><math>\Delta P_{carcasa}</math> (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,07	0,7	SI
<b>Rd</b>	0,0023	0,0003	SI

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

	diseño	permitido	Cumple condición
Ud (Kcal/h·m <sup>2</sup> ·°C)	605,12	500 – 1.000	SI

### 3.2.3.3. Características técnicas del reboiler.

Reboiler tipo Kettle AKT 17 ¼ – 240 (ver figura A8.11), con un área de transferencia de 880,32 ft<sup>2</sup>.

Será de doble paso, tanto en el lado de la carcasa como en el lado de los tubos.

Los tubos escogidos serán de 20 ft de longitud y 0,75 in de diámetro exterior, con 16 BWG de espesor y tendrán un pitch de 15/16 in en disposición al tresbolillo.

La carcasa tendrá un diámetro interno de 17 ¼ in.

La construcción de la carcasa y de los tubos se realiza en acero al carbono.

### **3.2.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1, PARA ACONDICIONAR LA ALIMENTACIÓN.**

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos, cuya misión es precalentar la alimentación para conseguir que entre en la columna como líquido a su temperatura de ebullición. Los fluidos circulantes en la carcasa y tubos lo hacen en contracorriente.

El vapor de agua circulará a través de los tubos por encontrarse a mayor presión, tal y como dice la normativa, mientras que por el lado de la carcasa lo hará la alimentación.

La corriente de entrada al cambiador es la que viene del tanque de almacenamiento TA-1 a 25 °C y es introducida en él, a través de la línea AL-01-02 (y AL-01-05, en caso de avería) con 3 in de diámetro nominal y un caudal másico de 12.000,00 Kg/h. En el interior del cambiador se produce la cesión de calor del fluido caliente al fluido frío, debido a la circulación por el interior de los tubos de vapor de agua de baja presión a una temperatura de 120 °C, con un caudal másico de 704,25 Kg/h. La corriente de salida de hidrocarburo es introducida en la columna, a través de la línea AL-01-03 de 3 in de diámetro nominal.

#### **3.2.4.1. Condiciones de operación.**

La corriente de entrada al cambiador lo hace a una temperatura de 25 °C, abandonándolo a 58,50 °C. Para conseguir este aumento de temperatura en esta corriente, se introduce una corriente calefactora formada por vapor de agua a baja presión a 120 °C, transfiriéndole su calor latente de vaporización.

El cambiador opera a presión atmosférica, mientras que el lado de los tubos presentan una presión de 29.83 psi.

#### **3.2.4.2. Diseño del cambiador.**

Una vez definidas las temperaturas de las corrientes de entrada y salida al cambiador, se calcula el calor necesario a aportar,  $Q$ , para a continuación saber que caudal de vapor de agua,  $mc$ , es necesario para conseguir este aumento de temperatura

Una vez obtenido este calor,  $Q$ , se determina el área necesaria para este intercambio,  $A$ , a través de la ecuación integrada de Fourier:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

El coeficiente global de calor,  $U_d$ , se obtendrá mediante datos bibliográficos basados en la experiencia profesional

Para el calculo del número de tubos necesarios,  $N_t$ , se divide el área,  $A$ , para este intercambio entre la superficie externa que presentan los tubos, tomándose el número estándar inmediatamente superior, en caso de no coincidir con los estándares, a partir de este numero de tubos se obtiene el diámetro de carcasa,  $D_c$ .

A partir de la distancia máxima de tubo sin soporte, se obtiene el número de deflectores para soportar el haz de tubos.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Tabla 3.3 Valores parámetros del cambiador para acondicionar la alimentación.

<b>Qc (KCal/h)</b>	322.476
<b>Mc (Kg/h)</b>	704,25
<b>Ud (KCal/h·m<sup>2</sup>·°C)</b>	610
<b>Dcarcasa (m)</b>	3,05
<b>Atrans. (m<sup>2</sup>)</b>	7,76
<b>Ntubos</b>	32

Como la distancia máxima de tubo sin soporte que se obtiene es de 6,16, se dispondrán 2 deflectores.

### 3.2.4.3. Características técnicas del cambiador.

Intercambiador de carcasa y tubo de flujo en contracorriente tipo AES 10 – 96 (ver figura A8.12), con un área de transferencia de 83,52 ft<sup>2</sup>. Será de doble paso tanto en el lado de la carcasa como en el de los tubos.

Los tubos escogidos serán de 8 ft de longitud y 1 in de diámetro exterior, con 11 BWG de espesor y tendrán un pitch de 1 ¼ in en disposición al tresbolillo. Con 2 deflectores que soportan el haz.

La carcasa tendrá un diámetro interno de 10 in.

La construcción de la carcasa y de los tubos se realiza en acero al carbono.

### **3.2.5. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-2, PARA ACONDICIONAR EL DESTILADO.**

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos, cuya misión es enfriar el destilado para conseguir que alcance una temperatura adecuada para su almacenamiento. Los fluidos circulantes en la carcasa y tubos lo hacen en contracorriente.

Se hace circular por el lado de la carcasa la corriente de hidrocarburos, ya que presenta una viscosidad mayor que la del fluido frío, agua, que circulará por el lado de los tubos.

La corriente de entrada al cambiador es la que llega procedente del acumulador de reflujo AC-1 a 35 °C y es introducida en él, a través de la línea CO-01-05 (y CO-01-08, en caso de avería) con 3 in de diámetro nominal y un caudal másico de 6.558,30 Kg/h. En el interior del cambiador se produce la cesión de calor del fluido caliente al fluido frío, debido a la circulación por el interior de los tubos de agua a una temperatura de 20 °C, con un caudal másico de 20.789 Kg/h, que saldrá a 23 °C. La corriente de salida de hidrocarburo, es conducida hasta el tanque de almacenamiento TA-2, a través de la línea CO-01-06 de 3 in de diámetro nominal.

#### **3.2.5.1. Condiciones de operación.**

La corriente de entrada al cambiador lo hace a una temperatura de 35 °C, abandonándolo a 25 °C. Para conseguir esta disminución de temperatura, se introduce una corriente de fluido frío, formada agua a 20 °C, abandonando el intercambiador a 23 °C.

El cambiador opera a presión atmosférica en ambos lados, es decir, tanto en el lado de la carcasa como en el lado tubos.

### 3.2.5.2. Diseño del cambiador.

Una vez definidas las temperaturas de las corrientes de entrada y salida al cambiador, se calcula el calor necesario a aportar,  $Q$ , para a continuación conocer que caudal de agua,  $mc$ , es necesario introducir, para conseguir esta disminución de temperatura

Una vez obtenido este calor,  $Q$ , se determina el área necesaria para este intercambio,  $A$ , a través de la ecuación integrada de Fourier:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

El coeficiente global de calor,  $U_d$ , se obtendrá mediante datos bibliográficos basados en la experiencia profesional.

Para el cálculo del número de tubos necesarios,  $N_t$ , se divide el área para este intercambio entre la superficie externa que presentan los tubos, tomándose el número estándar inmediatamente superior, en caso de no coincidir con los estándares, a partir de este número de tubos se obtiene el diámetro de carcasa.

A partir de la distancia máxima de tubo sin soporte, se obtiene el número de deflectores para soportar el haz de tubos.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla 3.4 Valores parámetros del cambiador para acondicionar la alimentación.*

<b>Qc (KCal/h)</b>	62.330
<b>Mc (Kg/h)</b>	20.777
<b>Ud (KCal/h·m<sup>2</sup>·°C)</b>	610
<b>Dcarcasa (m)</b>	4,04
<b>Atrans. (m<sup>2</sup>)</b>	12,60
<b>Ntubos</b>	52

Como la distancia máxima de tubo sin soporte que se obtiene es de 6.16, se dispondrán 2 deflectores.

### **3.2.5.3. Características técnicas del cambiador.**

Intercambiador de carcasa y tubo de flujo en contracorriente tipo AES 13 ¼ - 120 (ver figura A8.12), con un área de transferencia de 135.52 ft<sup>2</sup>. Será de doble paso tanto en el lado de los tubos como en el de la carcasa.

Los tubos escogidos serán de 10 ft de longitud y 1 in de diámetro exterior, con 16 BWG de espesor y tendrán un pitch de 1 ¼ in en disposición al tresbolillo. Con 2 deflectores que soportan el haz.

La carcasa tendrá un diámetro interno de 13 ¼ in.

La construcción de la carcasa y de los tubos se realiza en acero al carbono.

### **3.2.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-3, PARA ACONDICIONAR EL PRODUCTO DE COLAS.**

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos, cuya misión es enfriar el producto de colas para conseguir que alcance una temperatura adecuada para su almacenamiento. Los fluidos circulantes en la carcasa y tubos lo hacen en contracorriente.

Se hace circular por el lado de la carcasa la corriente de hidrocarburos, ya que presenta una viscosidad mayor que la del fluido frío, agua, que circulará por el lado de los tubos.

La corriente de entrada al cambiador es la que llega procedente del reboiler CA-1 a 99,2 °C y es introducida en él, a través de la línea CA-01-04 (y CA-01-07, en caso de avería) con 2 in de diámetro nominal y un caudal másico de 5.457,70 Kg/h. En el interior del cambiador se produce la cesión de calor del fluido caliente al fluido frío, debido a la circulación por el interior de los tubos de agua a una temperatura de 20 °C, con un caudal másico de 123.046,33 Kg/h, que saldrá a 23 °C. La corriente de salida de hidrocarburo, es conducida hasta el tanque de almacenamiento TA-3, a través de la línea CA-01-05 de 2 in de diámetro nominal.

#### **3.2.6.1. Condiciones de operación.**

La corriente de entrada al cambiador lo hace a una temperatura de 99,2 °C, abandonándolo a 25 °C. Para conseguir esta disminución de temperatura, se introduce una corriente de fluido frío, formada agua a 20 °C, abandonando el intercambiador a 23 °C,.

El cambiador opera a presión atmosférica en ambos lados, es decir, tanto en el lado de la carcasa como en el lado tubos.

### 3.2.6.2. Diseño del cambiador.

Una vez definidas las temperaturas de las corrientes de entrada y salida al cambiador, se calcula el calor necesario a aportar, Q, para a continuación conocer que caudal de agua, mc, es necesario introducir, para conseguir esta disminución de temperatura

Una vez obtenido este calor, Q, se determina el área necesaria para este intercambio, A, a través de la ecuación integrada de Fourier:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

El coeficiente global de calor, Ud, se obtendrá mediante datos bibliográficos basados en la experiencia profesional.

Para el cálculo del número de tubos necesarios, Nt, se divide el área para este intercambio, A, entre la superficie externa que presentan los tubos, tomándose el número estándar inmediatamente superior, en caso de no coincidir con los estándares, a partir de este número de tubos se obtiene el diámetro de carcasa.

A partir de la distancia máxima de tubo sin soporte, se obtiene el número de deflectores para soportar el haz de tubos.

*Tabla 3.5 Valores parámetros del cambiador para acondicionar la alimentación.*

<b>Qc (KCal/h)</b>	369.139
<b>Mc (Kg/h)</b>	123.046,30
<b>Ud (KCal/h·m<sup>2</sup>·°C)</b>	610
<b>Dcarcasa (m)</b>	5,26
<b>Atrans. (m<sup>2</sup>)</b>	28,57

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

<b>Ntubos</b>	118
---------------	-----

Como la distancia máxima de tubo sin soporte que se obtiene es de 6,16, se dispondrán 2 deflectores.

### **3.2.6.3. Características técnicas del cambiador.**

Intercambiador de carcasa y tubo de flujo en contracorriente de tipo AES 17 ¼ -120 (ver figura A8.12), con un área de transferencia de 307,53 ft<sup>2</sup>. Será de doble paso tanto en el lado de los tubos como en el de la carcasa.

Los tubos escogidos serán de 10 ft de longitud y 1 in de diámetro exterior, con 16 BWG de espesor y tendrán un pitch de 1 ¼ in en disposición al tresbolillo. Con 2 deflectores que soportan el haz.

La carcasa tendrá un diámetro interno de 17 ¼ in.

La construcción de la carcasa y de los tubos se realiza en acero al carbono.

### **3.3. AEROREFRIGERANTE CO-1.**

#### **3.3.1. Consideraciones generales.**

Los aerorrefrigerantes consisten básicamente en un haz de tubos, generalmente con aletas devanadas en espiral, y uno o varios ventiladores que impulsan el aire en sentido transversal a través del banco de tubos. Además también dispondrán de motores eléctricos.

El tipo escogido para este proyecto es de tiro forzado, ya que requieren menos potencia, ofrecen mejor acceso al ventilador en caso de avería y mantenimiento y ajuste de aspas, además de tener una vida mecánica mas larga. Al banco de tubos entra la corriente de destilado en forma de vapor que sale por cabeza de columna. Esta corriente gaseosa entra en el Aerorrefrigerante a través de la línea CO-01-01 de 12 in de diámetro nominal, a razón de 8.568,61 Kg/h. Saldrá como líquido, para ser conducida por la línea CO-01-02 de 3 in, hasta el acumulador de reflujo.

#### **3.3.2. Condiciones de operación.**

La corriente de entrada al aerorrefrigerante lo hace a una temperatura de 36,50 °C, abandonándolo a 35 °C. Para conseguir esta disminución de temperatura, se introduce una corriente de fluido frío, formada aire a 20 °C, abandonando el aerorrefrigerante a 30 °C,.

Las condiciones ambientales en la que se va a encontrar situada la planta, considerada la zona geográfica, y la altura del equipo, tomaremos una temperatura de entrada de 20 grados.

### 3.3.3. Diseño del aerorrefrigerante.

Una vez definidas las temperaturas de las corrientes de entrada y salida al aerorrefrigerante, se calcula el calor necesario a aportar,  $q_c$ , haciendo uso de la ecuación de Riedel, que nos permite calcular el calor latente de condensación,  $\Delta H_c$ , de la corriente de vapor. Una vez calculado este calor de condensación,  $\Delta H_c$ , se procederá al cálculo del caudal másico de aire,  $W_{aire}$ , necesario.

Una vez obtenido este calor,  $q_c$ , se determina el área necesaria para este intercambio,  $A$ , a través de la ecuación integrada de Fourier:

$$A = \frac{Q}{U_{d_{sup\ erficie\ aleta\ eada}} \cdot \Delta T}$$

El coeficiente global de calor,  $U_d$ , se obtendrá mediante datos bibliográficos basados en la experiencia profesional.

Para el cálculo del número de tubos necesarios,  $N_t$ , se divide el área para este intercambio,  $A$ , entre la superficie externa que presentan los tubos, tomándose el número estándar inmediatamente superior, en caso de no coincidir con los estándares, a partir de este número de tubos se obtiene el diámetro de carcasa.

Para la estimación del número de aletas por metro lineal de tubo, se necesita conocer el área total de las aletas y la superficie ocupada por las aletas.

También es necesario conocer el número de haces del condensador,  $N_h$ , y el número de tubos por ancho del haz,  $N_{tub.xhaz}$ , para ello debe dimensionarse para que la zona servida por el ventilador sea lo

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

más cuadrada posible. Una vez calculado estos dos parámetros se procederá a obtenerse la anchura mínima de cabezal,  $A_c$ , anchura,  $A_h$ , y longitud del haz,  $L_h$ , y anchura de la sección,  $A_s$ . Para terminar realizándose el cálculo de la pérdida de carga,  $\Delta Pt$ , que se produce en el interior del haz del condensador.

La selección del ventilador se hará en función de los ventiladores comerciales disponibles, y posteriormente se calculará la potencia ideal,  $P_i$ , y real de cada uno de los ventiladores,  $P$ .

*Tabla 3.6 Resultados parámetros del aerorrefrigerante CO-1.*

<b>Qc (KCal/h)</b>	922.300,7	<b>Nº aletas/metro</b>	51
<b>Waire (Kg/h)</b>	127.208,00	<b>Coef. Trans. tubos lisos (KCal/h m<sup>2</sup> °C)</b>	200,00
<b>Anchura sección (mm)</b>	12.840	<b>Coef trans. Sup. aleteada (KCal/h m<sup>2</sup> °C)</b>	39,20
<b>Nº tubos/haz</b>	193	<b>Caida presión (Kg/h)</b>	0,0028
<b>Anchura haz (mm)</b>	2.515,85	<b>Nº ventiladores</b>	5
<b>Nº haces</b>	5	<b>Potencia ideal ventilador (cv)</b>	10,71
<b>Longitud haz (mm)</b>	9.650,00	<b>Potencia real ventilador (cv)</b>	15,10

### 3.3.4. Especificación técnica.

Aerorrefrigerante de tiro forzado, con tubos aleteados tipo G, con un espesor de 0,016 in, y un diámetro de 2,75 in.

Se dispondrá de un haz tubular de 968 tubos, de 30 ft de largo, 1 pulgada de diámetro nominal y de espesor 11 BWG, en distribución triangular con un pitch de 2.85 in. Estos tubos de dispondrán en 8 filas de

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

115 tubos. Se dispondrán de dos aletas por pulgada lineal de tubo. La altura de este haz de tubos será la mitad de la longitud del tubo, para producir una velocidad de entrada igual a la velocidad frontal, por lo tanto tendrá una altura de 15 ft.

Los cabezales de los que se dispondrán serán tipo “tapón”, que son los empleados con mayor frecuencia, tratándose básicamente de una caja soldada.

Se dispondrán 5 ventiladores de 5 aspas, de 15,97 ft de diámetro, ajustándose perfectamente al comercial, con lo cual tendremos ventiladores de 16 ft de diámetro. La potencia necesaria para cada ventilador será de 11,26 Kw.

## **CAPITULO 4. TRANSPORTE E IMPULSIÓN DE FLUIDOS.**

### **4.1 TRANSPORTE DE FLUIDOS.**

#### **4.1.1. Aspectos generales.**

Se procederá a la descripción del sistema de transporte, que conducen los fluidos a las diferentes unidades del proceso.

#### **4.1.2. Material.**

Por la naturaleza de los fluidos que se van a transportar, las condiciones de operación en las que opera la columna y las condiciones climatológicas y zona geográfica, se ha elegido para el diseño del sistema de tuberías acero inoxidable AISI 316L.

Para las tuberías que conducen vapor, serán fabricadas directamente por mecanizado, a diferencia de las de circulación de fluidos, que serán fabricadas a partir de planchas. Esto se especifica así, debido a que las que llevan vapor pueden producirse en ellas fallos por picado o incluso rotura de la soldadura longitudinal.

#### **4.1.3. Diámetro.**

Para el cálculo del diámetro de las tuberías,  $D_i$ , se ha utilizado el monograma expuesto en el anexo de cálculos (ver figura A8.21). Este monograma no es aplicable a tuberías que conducen vapor, además las viscosidades de los fluidos transportados, deben estar comprendidas entre 0,2 y 20 cp. Para hacer uso de este monograma, debe hacerse una primera suposición, que es considerar régimen turbulento en el interior de

las tuberías, de esta forma obtenemos el diámetro óptimo,  $D_i$ , que se usará para escoger el diámetro comercial,  $D_i$ , más cercano. A continuación, se comprobará si la suposición de haber considerado régimen turbulento es correcta.

Para la circulación de fluidos inflamables existe una restricción, la cual limita la velocidad en el interior de las tuberías,  $v_i$ . El producto de la velocidad,  $v_i$ , por el diámetro,  $D_i$ , no puede superar los 5 m<sup>2</sup>/s. Esto es debido a la electricidad estática que se produce como consecuencia de la fricción. Se comprueba que esta limitación se cumple para todas las líneas de transporte (ver anexo de cálculo, tabla A5.7).

Para determinar la velocidad del vapor en las conducciones,  $v_{opt}$ , se recurre a una tabla recogida en el anexo de cálculos, la cual relaciona la velocidad óptima de circulación del vapor,  $V_{opt}$ , en función de su densidad.

#### **4.1.4. Espesor.**

El espesor,  $e$ , será función de las condiciones de operación. Esta unidad se encuentra diseñada para que trabaje a presión atmosférica y a temperaturas del orden de 15 a 100 °C, condiciones que no producen unas condiciones de operación severas, por lo que se recurrirá a los espesores estándares de tubería. Para las conducciones que conducen líquidos se ha escogido tuberías con schedule 40ST, y para las que conducen vapor se empleará schedule ST.

#### **4.1.5. Aislamiento.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

El material aislante usado para nuestro tipo de proceso es lana de vidrio, se ajusta perfectamente a demás de ser económico y fácil de encontrar. El espesor del aislamiento se elige en función del diámetro de la tubería y de la temperatura de operación, (ver anexo de cálculo, tabla A5.10).

A continuación, se muestran los resultados de las características y dimensiones de las tuberías diseñadas en el presente proyecto:

*Tabla 4.1 Resultados parámetros tuberías que transportan líquidos.*

<b>LÍQUIDO</b>						
<b>LÍNEA</b>	<b>Dnom. (in)</b>	<b>Reynolds</b>	<b>Turbulento</b>	<b>V·Di &lt; m2/s</b>	<b>Espesor tuberías</b>	<b>Espesor aislante (in)</b>
<b>AL-01-01</b>	3	221560	SI	0.085	40ST	1
<b>AI-01-02</b>	3	221560	SI	0.085	40ST	1
<b>AL-01-03</b>	3	307417	SI	0.085	40ST	1
<b>AL-01-04</b>	3	221560	SI	0.085	40ST	1
<b>AL-01-05</b>	3	221560	SI	0.085	40ST	1
<b>CO-01-02</b>	3	227025	SI	0.063	40ST	1
<b>CO-01-03</b>	3	227025	SI	0.063	40ST	1.
<b>CO-01-04</b>	3	170269	SI	0.040	40ST	1
<b>CO-01-05</b>	3	170269	SI	0.040	40ST	1
<b>CO-01-06</b>	3	170269	SI	0.040	40ST	1
<b>CO-01-07</b>	3	170269	SI	0.040	40ST	1
<b>CO-01-08</b>	3	170269	SI	0.040	40ST	1
<b>CO-01-09</b>	2	78389	SI	0.022	40ST	1.03
<b>CA-01-01</b>	4	573913	SI	0.100	40ST	1.03
<b>CA-01-03</b>	2	252008	SI	0.040	40ST	1.03
<b>CA-01-04</b>	2	252008	SI	0.040	40ST	1.03

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

<b>LÍQUIDO</b>						
<b>LÍNEA</b>	<b>Dnom. (in)</b>	<b>Reynolds</b>	<b>Turbulento</b>	<b>V·Di &lt; m2/s</b>	<b>Espesor tuberías</b>	<b>Espesor aislante (in)</b>
<b>CA-01-05</b>	2	79769	SI	0.040	40ST	1.03
<b>CA-01-06</b>	2	252008	SI	0.040	40ST	1.03
<b>CA-01-07</b>	2	252008	SI	0.040	40ST	1.03

*Tabla 4.2 Resultados parámetros tuberías que transportan vapor.*

<b>VAPOR</b>				
<b>LÍNEA</b>	<b>Dnom. (in)</b>	<b>Vi (m/s)</b>	<b>Espesor tuberías</b>	<b>Espesor aislante (in)</b>
<b>CO-01-01</b>	12	14.26	ST	1.56
<b>CA-01-02</b>	14	13.98	ST	1.44

## **4.2 IMPULSIÓN DE FLUIDOS.**

### **4.2.1. Aspectos generales.**

Se utilizarán bombas, para el bombeo de líquidos que no sean transportados por gravedad, bien en el caso de líquidos y porque asciendan en el caso del vapor. Estas bombas estarán diseñadas para conseguir vencer la pérdida de carga,  $h_t$ , producida por los equipos, tuberías y accesorios a través de los que circulan los fluidos de proceso.

Se utilizarán bombas centrífugas debido a su gran versatilidad, bajo coste, ausencia de pulsos y mantenimiento, además de producir niveles bajos de ruidos y vibraciones. Estos son los motivos por los que este tipo de bombas son las más utilizadas en la industria química.

Todas las bombas se encontrarán ubicadas dentro de la estación de bombeo según indica el Reglamento de Instalaciones Petroleras, se dispondrá de una bomba de emergencia con igual especificación, normalmente parada, conectada al sistema mediante un by-pass, que se pondrá en funcionamiento en caso de avería de la bomba principal.

### **4.2.2. Criterios de selección de la bomba.**

Los criterios para la selección de una bomba van a ser tres:

- NPSH o altura neta de succión positiva.
- Caudal requerido.
- Altura útil.

La altura neta de succión positiva, NPSH, es un parámetro fundamental en el diseño de un circuito: si la presión en el circuito,  $P_i$ , es menor que la presión de vapor del líquido,  $P_v$ , éste entrará en ebullición, produciéndose el fenómeno de cavitación, que puede dificultar o impedir la circulación de líquido, y causar daños en los elementos del circuito. La NPSH disponible debe ser mayor que la NPSH requerida para evitar la cavitación.

La altura útil,  $H_{\text{ÚTIL}}$ , debe ser mayor que la pérdida de carga,  $h_t$ , producida entre el punto de aspiración de la bomba y el punto final hasta el que debe llegar el fluido. Ase obtendrá mediante la ecuación de Bernoulli, aplicada entre los puntos inicial y final del recorrido del fluido. La altura útil de la bomba,  $H_{\text{ÚTIL}}$ , se sobredimensionará en un 25%, para cubrir las pérdidas de carga,  $h_t$ , no consideradas.

La bomba deberá de tener una capacidad de al menos igual al caudal de fluido impulsado.

#### **4.2.3. Bombas seleccionadas.**

Las bombas seleccionadas para la unidad de separación, son centrífugas, por ser las más usadas en refinería, es por este motivo por el cual han sido escogidas. En concreto se ha optado por bombas centrífugas del tipo modelo BCP 60 – 2 y BCP 60 -2 – 6, usadas para impulsar petróleo, gasolina, amoniaco y líquidos volátiles.

Los campos principales de uso:

- Carga y la descarga de petroleros.
- Llenado y vaciado de tanques de camión.

- Vaciado e impulsión desde tanques de almacenamiento.

Una de las ventajas de esta bomba es que el primer impulsor centrífugo está diseñado para que se reduzca la velocidad del fluido y así evitar la evaporación.

Está diseñada de forma que el acero utilizado para la fabricación de las tuberías, acero inoxidable AISI 316L, es válido y compatible con los materiales por los que está construida la bomba.

#### 4.2.4. SISTEMA DE IMPULSIÓN.

##### **Bomba B-1:**

Bomba de impulsión de la alimentación desde el tanque de almacenamiento TA-1, a través del tramo de aspiración AL-01-01, para impulsar el fluido a través del de impulsión AL-01-02 y AL-01-03, hasta la columna de rectificación CR. Régimen de trabajo de la bomba:

- Caudal:  $18,43 \text{ m}^3/\text{h} = 5,12 \text{ l/s}$ .
- NPSH inferior a 19,86 m.
- Altura útil superior a 15,50 m.

- Especificaciones técnicas:

- Se escogerá una bomba centrífuga del modelo BCP 60 – 2, con los rebordes de acuerdo a la Norma DIN 2.502, a 1.450 rpm. Con una altura útil de 35,00 metros y un NPSH de 1,00 metros. La bomba tendrá una potencia consumida de 5,00 Kw (ver figura A8.26).

### **Bomba B-2:**

Bomba de emergencia para la impulsión de la alimentación desde el tanque de almacenamiento TA-1, a través del tramo de aspiración AL-01-04, para impulsar el fluido a través del de impulsión AL-01-05 y AL-01-03, hasta la columna de rectificación CR. Régimen de trabajo de la bomba:

- Caudal:  $18,43\text{m}^3/\text{s} = 5,12 \text{ l/s}$ .
- NPSH inferior a 19,76 m.
- Altura útil superior a 15,71 m.

- Especificaciones técnicas:

- Se escogerá una bomba centrífuga del modelo BCP 60 – 2, con los rebordes de acuerdo a la Norma DIN 2.502, a 1.450 rpm. Con una altura útil de 35,00 metros y un NPSH de 1,00 metros. La bomba tendrá una potencia consumida de 5,00 Kw (ver figura A8.26).

### **Bomba B-3:**

Bomba de impulsión del destilado desde el acumulador de reflujo AC-1, a través del tramo de aspiración CO-01-03 y CO-01-04, para impulsar el fluido a través del de impulsión CO-01-05 y CO-01-06, hasta el tanque de almacenamiento TA-2. Régimen de trabajo de la bomba:

- Caudal:  $10,40 \text{ m}^3/\text{s} = 2,90 \text{ l/s}$ .
- NPSH inferior a 19,35 m.
- Altura útil superior a 19,55 m.

- Especificaciones técnicas:

- Se escogerá una bomba centrífuga del modelo BCP 60 –2, con los rebordes de acuerdo a la Norma DIN 2.502, a 960 rpm. Con una altura útil de 35,00 metros y un NPSH de 1,00 metros. La bomba tendrá una potencia consumida de 4,0 Kw (ver figura A8.27)

#### **Bomba B-4:**

Bomba de emergencia para la impulsión del destilado desde el acumulador de reflujo TA-1, a través del tramo de aspiración CO-01-03 y CO-01-07, para impulsar el fluido a través del de impulsión CO-01-08 y CO-01-06, hasta el tanque de almacenamiento TA-2. Régimen de trabajo de la bomba:

- Caudal:  $10,40 \text{ m}^3/\text{s} = 2,90 \text{ l/s}.$
- NPSH inferior a 19,40 m.
- Altura útil superior a 19,79 m.

- Especificaciones técnicas:

- Se escogerá una bomba centrífuga del modelo BCP 60 –2, con los rebordes de acuerdo a la Norma DIN 2.502, a 960 rpm. Con una altura útil de 35,00 metros y un NPSH de 1,00 metros. La bomba tendrá una potencia consumida de 4,00 Kw (ver figura A8.27).

#### **Bomba B-5:**

Bomba para la impulsión del producto de colas desde el reboiler RE-1, a través del tramo de aspiración CA-01-03, para impulsar el fluido a

través del de impulsión CA-01-04 y CA-01-05, hasta el tanque de almacenamiento TA-3. Régimen de trabajo de la bomba:

- Caudal:  $7,93 \text{ m}^3/\text{s} = 2,20 \text{ l/s}$ .
- NPSH inferior a 2,20 m.
- Altura útil superior a 8,27 m.

- Especificaciones técnicas:

- Se escogerá una bomba centrífuga del modelo BCP 60 –2-6, con los rebordes de acuerdo a la Norma DIN 2.502, a 960 rpm. Con una altura útil de 15,80 metros y un NPSH de 1,00 metros. La bomba tendrá una potencia consumida de 1,30 Kw (ver figura A8.27)

### **Bomba B-6:**

Bomba de emergencia para la impulsión del producto de colas desde el reboiler RE-1, a través del tramo de aspiración CA-01-06, para impulsar el fluido a través del de impulsión CA-01-07 y CA-01-05, hasta el tanque de almacenamiento TA-3. Régimen de trabajo de la bomba:

- Caudal:  $7,93 \text{ m}^3/\text{s} = 2,20 \text{ l/s}$ .
- NPSH inferior a 2,60 m.
- Altura útil superior a 8,40 m.

- Especificaciones técnicas:

- Se escogerá una bomba centrífuga del modelo BCP 60 –2-6, con los rebordes de acuerdo a la Norma DIN 2.502, a 960 rpm. Con una altura útil de 15,80 metros y un NPSH de 1,00 metros. La bomba tendrá una potencia consumida de 1,30 Kw (ver figura A8.27).

## **CAPITULO 5. ALMACENAMIENTO DE FLUIDOS.**

### **5.1 ASPECTOS GENERALES.**

Los recipientes para almacenar líquidos inflamables o combustibles podrán ser de los siguientes tipos:

- Tanques atmosféricos.
- Tanques a baja presión.
- Recipientes a presión.

Según el Artículo 15 de la Instrucción Técnica Complementaria MI-IP 01, sobre los tipos almacenamiento en refinerías, se realizará en depósitos o tanques, que podrán ser de superficie o subterráneos.

Los tanques atmosféricos son se utilizarán para almacenar líquidos a su temperatura de ebullición o superior.

Los productos petrolíferos, según la instrucción Técnica Complementaria MIE-APQI, sobre “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”, de aplicabilidad en el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos, se clasifican en varias clases, siendo los productos a almacenar de la Clase B, y dentro de ella, Subclase B1.

Los tanques serán de tipo atmosférico de eje vertical (almacenamiento de fluidos de tipo B y C), siendo estos recipientes diseñados para soportar una presión interna manométrica de hasta 15 KPa, medida en el techo del tanque.

Los productos se almacenarán a una temperatura de 25 °C, a la vez que la alimentación a la columna, vendrá a la misma temperatura.

## **5.2 CAPACIDAD DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.**

Además de la Instrucción técnica Complementaria MI-AP 01, sobre los tipos de almacenamiento en refinerías, cubetos de retención y distribución del parque de almacenamiento, se cumple con lo estipulado en la MI-AP 02, sobre parques de almacenamiento de líquidos petrolíferos, del Reglamento de Instalaciones Petrolíferas.

Se va a diseñar cada tanque por duplicado, ya que podrían ocurrir eventualidades en la planta, como pueden ser rotura del tanque o de alguna de sus partes y eventualidades ajenas a ella, como huelgas de transportistas, son estos los motivos más importantes entre otros, los que impulsan en el presente proyecto al diseño por duplicado de los tanques.

Para determinar las dimensiones de cada tanque, se determinará la capacidad de cada uno en función de los caudales máxicos que se generan y la cantidad de días que pueden estar almacenados los diferentes productos. Para los productos de interés un máximo de 5 días, en cambio para la alimentación a la columna, un máximo de 2 días. Una vez obtenidos estos valores se recogen aquellos especificados en los estándares A.P.I. que mas se aproximen a ellos.

Para el cálculo del espesor se utilizarán dos métodos, La Norma UNE 62-004-76 y los espesores mínimos marcados por API 650, escogiéndose el mayor de los obtenidos.

Para tanques mayores de 500 m<sup>3</sup>, deberán tener techo flotante, por lo tanto:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla 5.1 Tipos de techo para los tanques.*

	<b>Tipo de techo</b>
<b>Tanque TA-1</b>	Flotante
<b>Tanque TA-4</b>	Flotante
<b>Tanque TA-2</b>	Flotante
<b>Tanque TA-5</b>	Flotante
<b>Tanque TA-3</b>	Fijo
<b>Tanque TA-6</b>	Fijo

Los tanques se construirán en acero al carbono, de acuerdo a las especificaciones registradas en la Norma API-650, (ver anexo de cálculos, apartado A6.2). Se realizarán tanques verticales montados sobre cimientos de hormigón para almacenar líquidos en cantidades superiores a 10.000 galones (380 m<sup>2</sup>).

Las dimensiones y especificaciones de los tanques se recogen en la siguiente tabla:

*Tabla 5.2. Resumen dimensiones y especificaciones de los tanques de almacenamiento.*

	<b>Diámetro (m)</b>	<b>Altura (m)</b>	<b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Tipo de techo</b>	<b>Esp. pared (mm)</b>
<b>Tanque TA-1</b>	13,60	11,00	1.625	Atmosférico Flotante	10
<b>Tanque TA-4</b>	13,60	11,00	1.625	Atmosférico Flotante	10
<b>Tanque TA-2</b>	10,70	9,10	819	Atmosférico Flotante	5
<b>Tanque TA-5</b>	10,70	9,10	819	Atmosférico Flotante	5

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

	<b>Diámetro (m)</b>	<b>Altura (m)</b>	<b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Tipo de techo</b>	<b>Esp. pared (mm)</b>
<b>Tanque TA-3</b>	9,10	7,30	481	Atmosférico fijo	5
<b>Tanque TA-6</b>	9,10	7,30	481	Atmosférico fijo	5

### 5.3 CUBETO DE RETENCIÓN.

Para evitar roturas, las paredes del cubeto estarán construidas por diques de tierra o muros de material no combustible y resistente a la presión de los líquidos eventualmente derramados. Las paredes laterales deben ser impermeables y las paredes de las esquinas deberán estar reforzadas.

La distancia horizontal entre la pared de los tanques y el arranque interior del muro del fondo del cubeto, será como mínimo de 1,50 metros, según el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos.

El paso de tuberías a través de las paredes del cubeto deberá hacerse de forma que la estanqueidad, quede asegurada mediante dispositivos de material incombustible. Si las paredes son construidas de hormigón, debe permitir la libre dilatación de las tuberías.

Se podrá almacenar los tres líquidos en el mismo cubeto:

- No son gases a presión.
- No están licuados junto con gases tóxicos.
- No reaccionan entre ellos.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Juntos no reducen por debajo de los mínimos las exigencias mecánicas de diseño del resto de las instalaciones.

La distribución de los tanques dentro del parque de almacenamiento será en dos filas, siendo la separación entre las paredes del tanque TA-1 y TA-2 de 6,85 metros y entre los tanques TA-2 y TA-3 de 8,56 metros. A su vez la separación entre los tanques TA-1 y TA-4 y TA-2 y TA-5 será de 6,85 metros y entre TA-3 y TA-6 de 8,56 metros.

Al ser el perímetro del cubeto 51,91 m · 37,25 m, se disponen de accesos normales y de emergencia, de tal forma que en ningún caso se recorrería una distancia superior a 50 metros para alcanzar el acceso desde cualquier punto del interior del cubeto. Se prohíbe en el interior del cubeto el empleo permanente de las mangueras flexibles. Su utilización se limitará a operaciones de corta duración.

El cubeto tendrá unas dimensiones de:

*Tabla 5.3. Dimensiones del cubeto.*

	<b>Longitud (m)</b>	<b>Ancho (m)</b>	<b>Profundidad (m)</b>
<b>Cubeto</b>	51,91	37,25	1,50

## CAPITULO 6. ACUMULADOR DE REFLUJO.

### 6.1. DISEÑO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO.

Los acumuladores de reflujo se dimensionaran en función del tiempo máximo de operación. En unidades similares que ya existen se dimensionaron para cubrir tiempos que van desde los 15 hasta los 30 minutos. En el presente proyecto se ha escogido un tiempo de operación de 30 minutos.

Se determina su volumen, V, en función del caudal, Q, que le llega y el tiempo de operación, top. Una vez obtenido el volumen, V, se determina su diámetro, D, y su longitud, L, gracias a las expresiones:

$$D = 0.74 \cdot V^{\frac{1}{3}}$$
$$h = \left( \frac{4 \cdot V}{\Pi \cdot D^2} \right)$$

El material escogido para su diseño es acero inoxidable AISI 316L, con una tensión admisible de 27 Kg/mm.

Al tratarse de un recipiente horizontal según código ASME, sección VIII, División I, para determinar el espesor de la envolvente, e:

$$e = \left( \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} \right)$$

Tabla 6.1 Resultados dimensiones del acumulador reflujo

ACUMULADOR DE REFLUJO	
VOLUMEN (m <sup>3</sup> )	8,50

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

<b>ACUMULADOR DE REFLUJO</b>	
<b>DIÁMETRO (m)</b>	1,51
<b>LONGITUD (m)</b>	4,75
<b>ESPEJOR (mm)</b>	5,00

## **CAPITULO 7. CONTROL DE LA COLUMNA.**

A continuación se describirá brevemente, el control del proceso y las variables a controlar, además de los lazos de control de dichas variables.

Los lazos de control que a continuación se exponen, son simples y no muy sofisticados, ya que no es objeto de este proyecto la automatización e instrumentación de la unidad.

Para conocer el control y saber donde se sitúa, consultar en documento número 4, “diagrama de tuberías e instrumentación”.

### **7.1. CONTROL DEL CAUDAL DE ENTRADA A LA COLUMNA.**

Sensor de caudal y transmisor situados en la línea AL-01-02, formando el lazo de control LZ-1, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control. Este transmisor actúa sobre la válvula controladora de alimentación a la entrada del intercambiador, para aumentar o disminuir el caudal en caso de variación.

El accionamiento de la válvula será neumático.

### **7.2. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DE LA ALIMENTACIÓN DEL INTERCAMBIADOR IC-1.**

Sensor y transmisor de temperatura a la salida del intercambiador IC-1, formando el lazo de control LZ-2, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control del caudal de vapor de baja presión. Este

transmisor actúa sobre la válvula controladora de caudal de vapor a la entrada del intercambiador IC-1, para aumentar o disminuir el caudal de entrada en caso de disminución o aumento de la temperatura de salida de la alimentación.

El accionamiento de la válvula será neumático.

### **7.3. CONTROL DEL NIVEL DE REFLUJO DEL ACUMULADOR.**

Sensor y transmisor de nivel situado en el acumulador de reflujo AC-1, formando el lazo de control LZ-3, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control. Este transmisor actúa sobre la válvula controladora de salida de destilado hacia el tanque de almacenamiento. Abriéndola o cerrándola en caso de aumento o disminución de nivel.

El accionamiento de la válvula será neumático.

### **7.4. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DE REFLUJO DEL CONDENSADOR CO-1.**

Sensor y transmisor de temperatura a la salida del condensador CO-1, formando el lazo de control LZ-4, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control del caudal de aire. Este transmisor actúa sobre la toma de caudal de aire a la entrada del condensador CO-1, para aumentar o disminuir el caudal de entrada en caso de disminución o aumento de la temperatura de salida del destilado.

El accionamiento de la abertura de la toma de aire será eléctrico.

### **7.5. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL DESTILADO DEL INTERCAMBIADOR IC-2.**

Sensor y transmisor de temperatura a la salida del intercambiador IC-2, formando el lazo de control LZ-5, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control del caudal de agua refrigerante. Este transmisor actúa sobre la válvula controladora de caudal de agua a la entrada del intercambiador IC-2, para aumentar o disminuir el caudal de entrada en caso de disminución o aumento de la temperatura de salida del destilado.

El accionamiento de la válvula será neumático.

### **7.6. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA REL REFLUJO DEL REBOILER CA-1.**

Sensor y transmisor de temperatura a la salida del reboiler CA-1, formando el lazo de control LZ-6, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control del caudal de vapor de agua. Este transmisor actúa sobre la válvula controladora de caudal de vapor a la entrada del reboiler CA-1, para aumentar o disminuir el caudal de entrada en caso de disminución o aumento de la temperatura de salida del producto de colas.

El accionamiento de la válvula será neumático.

### **7.7. CONTROL DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL PRODUCTO DE COLAS DEL INTERCAMBIADOR IC-3.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Sensor y transmisor de temperatura a la salida del intercambiador IC-3, formando el lazo de control LZ-7, que actúa en cascada sobre el transmisor del lazo de control del caudal de agua refrigerante. Este transmisor actúa sobre la válvula controladora de caudal de agua a la entrada del intercambiador IC-3, para aumentar o disminuir el caudal de entrada en caso de disminución o aumento de la temperatura de salida del producto de colas.

El accionamiento de la válvula será neumático.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

ANEXOS DE CÁLCULO.

## ANEXO1. PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS COMPUESTOS.

### A1.1. PESO MOLECULAR.

Las masas moleculares, M, de los elementos que componen los compuestos presentes son:

C = 12,0110 g/mol.

H = 1,0080 g/mol.

por lo que las masas moleculares de los componentes puros, M, serán:

n-pentano → 72,151 g/mol.

Isooctano → 112,212 g/mol.

Las masas moleculares medias en la mezcla líquida,  $(M_L)_{media}$ , se determinan mediante la siguiente regla:

$$(M_L)_{media} = \sum(X_i \cdot M_L)$$

Siendo,  $(M_L)_{media}$  = Masa molecular media de la mezcla líquida (g/mol).

$X_i$  = Fracción molar del componente puro i.

$M_{LIQ}$  = Masa molecular del componente puro i (g/mol).

Las masas moleculares medias, en la mezcla en fase vapor,  $(M_V)_{media}$ , se determinan mediante la misma regla de combinación que se le aplicó a la fase líquida:

$$(M_V)_{media} = \sum(y_i \cdot M_V)$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo,  $(M_v)_{media}$  = Masa molecular media de la mezcla vapor (gr/mol).

$y_i$  = Fracción molar del componente puro i.

$M_v$  = Masa molecular del componente puro i (gr/mol).

### A1.2. DENSIDAD.

A continuación se muestran las densidades,  $\rho$ , de cada componente puro en estado líquido. Como la variación de temperatura que experimentan no es muy elevada, en todo el proyecto se va a considerar que la densidad,  $\rho$ , es constante para los dos compuestos:

n-pentano  $\rightarrow$  630 Kg/cm<sup>3</sup>.

Isooctano  $\rightarrow$  690 Kg/cm<sup>3</sup>.

La densidad media para cada la mezcla en estado líquido,  $(\rho_L)_{media}$ , se obtiene como:

$$(\rho_L)_{media} = \sum(x_i \cdot \rho_i)$$

Siendo,  $(\rho_L)_{media}$  = Densidad media de la mezcla líquida (Kg/cm<sup>3</sup>).

$X_i$  = Fracción molar del componente puro i.

$\rho_L$  = Densidad del componente puro i (Kg/cm<sup>3</sup>).

Para el estado vapor, la densidad,  $(\rho_v)_{media}$ , se obtendrá en función de la masa molecular media,  $(M_v)_{media}$ , y de la ecuación para gases en estado ideal:

$$(\rho_v)_{media} = \frac{P \cdot (M_v)_{medio}}{R \cdot T}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo,  $(\rho v)_{media}$  = Densidad media del vapor (g/L).

P = Presión de operación (atm)

$(M_v)_{medio}$  = Peso molecular medio de la mezcla  
(g/mol).

R = constantes de los gases = 0.082 atm·L/mol·K.

T = Temperatura de la mezcla.

## ANEXO 2: DISEÑO COLUMNA DE RECTIFICACIÓN.

### A2.1. ALIMENTACIÓN A LA COLUMNA.

La alimentación que entra en la columna,  $F$ , lo hace a razón de 12.000 Kg/h, con una composición del 65% molar de n-pentano, a su temperatura de ebullición y a presión atmosférica.

### A2.2. BALANCE GLOBAL DE MATERIA.

Antes de realizar el balance de materia, y al estar trabajando con el Método de resolución de McCabe-thiele, se ha convertido la alimentación de caudal másico a caudal molar.

Se trata de una resolución gráfica para el cálculo del número de platos, que toma como herramienta de cálculo el diagrama de equilibrio  $xy$ .

Las especificaciones para esta columna son, lograr un producto de colas con un porcentaje menor del 2% en n-pentano y un producto de destilado que cumpla con un grado de recuperación y de pureza del 99%. Con estas especificaciones se pueden obtener los caudales molares de cabeza y colas, así como las relaciones de reflujo:

$$F = D + W$$

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W$$

*Tabla A2.1 resultados balance de materia.*

<b>F (mol/h)</b>	<b>D (mol/h)</b>	<b>W (mol/h)</b>
139.255,80	90.444,50	48.811,31

**- Recta de alimentación.**

La ecuación de la recta de alimentación es:

$$y = \frac{\Phi}{\Phi - 1} \cdot x + \frac{x_f}{1 - \Phi}$$

Como la alimentación entra en columna a su temperatura de ebullición, la condición de alimentación,  $\Phi$ , tendrá un valor de  $\Phi = 1$ . Por consiguiente, la ecuación tendrá una pendiente,  $\frac{\Phi}{\Phi - 1}$ , con un valor infinito.

**- Número de platos mínimo.**

El número de platos mínimos para una separación dada se obtiene cuando se opera con la máxima relación de reflujo posible, esto es cuando  $L/V=1$ , es entonces cuando  $D=0$  (no se retira nada de la columna y todo el condensado se devuelve a columna como reflujo). Se procederá a trazar escalones, desde  $x_D$  hasta  $x_W$  (ver figura A8.1).

Obteniéndose un número mínimo de platos igual a 4 más el calderín (ver figura A8.1).

**- Relación de reflujo mínima.**

Se desea conocer el número de platos teóricos necesarios para una separación dada en la que retira la mayor cantidad posible de destilado. Se traza una línea recta desde  $x_D$  hasta donde corte la recta

realimentación a la curva xy, se calcula su pendiente y esta pendiente será nuestra relación de reflujo mínima (ver figura A8.2).

La relación de reflujo mínima,  $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$ , que se obtiene es de 0,182,

**- Relación de reflujo.**

La bibliografía recomienda una relación de reflujo óptima, como 1,10 y 1,50 veces la mínima, por lo tanto se escogerá la situación intermedia, es decir, 1,30 veces la mínima, se obtendrá una relación de reflujo para la columna de:

$$\frac{L}{V} = 0,237$$

**- Rectas de operación.**

Las rectas de rectificación y de agotamiento son dos líneas de pendiente  $L/V$  y  $L'/V'$ , respectivamente. Dichas líneas pasan por las composiciones del destilado y del producto de cola, respectivamente. Además, por su propia dinámica de cálculo, pasan también por todos los platos de la columna (son comunes a ellas).

Para el inicio del cálculo se considera primero la línea de operación para la sección de rectificación:

$$y = \frac{L}{V} \cdot x + \frac{D}{V} \cdot x_d$$

Por lo que la ecuación para la zona de rectificación queda como:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$y = 0,237 \cdot x + 0,756$$

La línea de operación para la sección de agotamiento es:

$$y = \frac{L'}{V'} \cdot x - \frac{W}{V'} \cdot x_w$$

Por lo que la ecuación para la zona de rectificación queda como:

$$y = 1,41 \cdot x - 0,008$$

Se procede a trazar los escalones correspondientes a los diversos equilibrios hasta que se sobrepasa el valor de la composición de la alimentación ( $x_F$ ), a partir de este punto se utiliza la recta de agotamiento en lugar de la de rectificación.

Se obtiene un total de 6 platos teóricos, 3 en la zona de agotamiento y 3 en la de rectificación más el calderín, que se considera como un equilibrio mas (ver figura A8.3)

### A2.3. DIAGRAMA Txy.

Para el cálculo del diagrama Txy, se considera que el comportamiento de la fase vapor es ideal ( $\gamma_1 = \gamma_2 = 1$ ), y utilizando Antoine para el cálculo de la presión de saturación:

*Tabla 2.4 Datos constantes de Antoine.*

	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>P (Pa)</b>
<b>n-pentano</b>	15,8333	2477,07	39,94	101325

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>P (Pa)</b>
<b>Isooctano</b>	15,685	2896,28	52,41	

$$\ln P_i^{sat} = A - \frac{B}{T^a(K) - C}$$

Como la presión es igual a la atmosférica, la ecuación de Raoult modificada nos queda como:

$$x_i \cdot \gamma_i \cdot P_i^{sat} = y_i \cdot P$$

Realizando un cálculo con un procesador, obtenemos los valores de las composiciones para cada temperatura (ver figura A8.4 y A8.5)

#### **A2.4. DISEÑO DE PLATOS.**

El cálculo se realizará primero para la zona de agotamiento y una vez terminado este se realizará para la zona de rectificación. El calculo se hará para el plato de cada zona que peores condiciones soporte, es decir, al plato que mayor temperatura tenga ya que a mayor temperatura mayor caudal volumétrico de gas,  $Q_v$ , por lo tanto mayor valor del área neta,  $A_n$ , y por consiguiente mayor sección de la columna.

Estos platos son el último de cada zona.

##### **A2.4.1. Datos de flujo en el último plato de la sección de agotamiento.**

**- Fase vapor:**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se calcula el peso molecular medio de la fase vapor,  $Pm_V$ :

$$Pm_V = (0,195 \cdot 72,191 + 0,805 \cdot 112,212) = 106,03 \text{ g/mol.}$$

$$(\rho_V)_{media} = \frac{P \cdot (M_V)_{media}}{R \cdot T}$$

Siendo,  $(\rho_V)_{media}$  = Densidad media del vapor (g/L).

P (Presión de operación) = 1 atm.

$Pm_{medio}$  (Peso molecular medio de la mezcla) = 106,03 g/mol.

R = constantes de los gases = 0,082 atm·L/mol·K.

T (Temperatura de la mezcla) = 372 K.

**- Resultado:**

$$(\rho_V)_{media} = 3,53 \text{ Kg/m}^3.$$

- caudal másico,  $V'$ :

$$V' = V' \cdot Pm_{med} = 11.517,607 \text{ Kg/h.}$$

- Caudal volumétrico,  $Q_v$ :

$$Q_v = 0,91 \text{ m}^3/\text{s.}$$

**- Fase líquida.**

Se calcula el peso molecular medio de la fase líquida,  $Pm_L$ :

$$Pm_L = (0,037 \cdot 72,191 + 0,963 \cdot 112,212) = 110,73 \text{ g/mol.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Una vez obtenido esto, se calcula la densidad de la mezcla,  $\rho_L$  :

$$\rho_L = \frac{M_{C8} + M_{C5}}{v_{C8} + v_{C5}} = \frac{X_{C8} \cdot M_{C8} + (1 - X_{C8}) \cdot M_{C8}}{\frac{X_{C8} \cdot M_{C8}}{\rho_{C8}} + \frac{(1 - X_{C8}) \cdot M_{C8}}{\rho_{C5}}}$$

Siendo,  $\rho_{C8} = 690 \text{ Kg/m}^3$ .

$\rho_{C5} = 630 \text{ Kg/m}^3$ .

$$X_{C8} = \frac{X_{C8} \cdot M_{C8}}{(M_L)_{media}} = 0.976$$

**- Resultado:**

$$\rho_L = 688,45 \text{ Kg/m}^3.$$

- caudal másico,  $L'$  :

$$L' = L' \cdot Pm_{med} = 17.240,336 \text{ Kg/h.}$$

- Caudal volumétrico,  $Ql$ :

$$Ql = 0,007 \text{ m}^3/\text{s}.$$

**A2.4.2. Datos de flujo en el último plato de la sección de rectificación.**

**- Fase vapor:**

Se calcula el peso molecular medio de la fase vapor,  $Pm_V$  :

$$Pm_V = (0,195 \cdot 72,191 + 0,805 \cdot 112,212) = 74,68 \text{ g/mol.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$(\rho_V)_{media} = \frac{P \cdot (M_V)_{media}}{R \cdot T}$$

Siendo,  $(\rho_V)_{media}$  = Densidad media del vapor (g/L).

P (Presión de operación) = 1 atm.

$Pm_{medio}$  (Peso molecular medio de la mezcla) = 74,68 g/mol.

R = constantes de los gases = 0,082 atm·L/mol·K.

T (Temperatura de la mezcla) = 320,5 K.

**- Resultado:**

$$(\rho_V)_{media} = 2,84 \text{ Kg/m}^3.$$

- caudal másico,  $V'$ :

$$V' = V' \cdot Pm_{med} = 8.112,47 \text{ Kg/h.}$$

- Caudal volumétrico,  $Q_v$ :

$$Q_v = 0,79 \text{ m}^3/\text{s.}$$

**- Fase líquida.**

Se calcula el peso molecular medio de la fase líquida,  $Pm_L$  :

$$Pm_L = (0,037 \cdot 72,191 + 0,963 \cdot 112,212) = 86,88 \text{ g/mol.}$$

Una vez obtenido esto, se calcula la densidad de la mezcla,  $\rho_L$ :

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$\rho_L = \frac{M_{C8} + M_{C5}}{v_{C8} + v_{C5}} = \frac{X_{C8} \cdot M_{C8} + (1 - X_{C8}) \cdot M_{C8}}{\frac{X_{C8} \cdot M_{C8}}{\rho_{C8}} + \frac{(1 - X_{C8}) \cdot M_{C8}}{\rho_{C5}}}$$

Siendo,  $\rho_{C8} = 690 \text{ Kg/m}^3$ .

$\rho_{C5} = 630 \text{ Kg/m}^3$ .

$$X_{C8} = \frac{X_{C8} \cdot M_{C8}}{(M_L)_{media}} = 0,976$$

**- Resultado:**

**$\rho_L = 656,26 \text{ Kg/m}^3$ .**

- caudal másico,  $L'$ :

**$L' = L' \cdot P_{m_{med}} = 13293.46 \text{ Kg/h}$ .**

- Caudal volumétrico,  $Ql$ :

**$Ql = 0.0056 \text{ m}^3/\text{s}$ .**

**A2.4.3. Inundación.**

**- Zona de agotamiento.**

Se comprueba de cuantos pasos es nuestro plato, para ello se relaciona gráficamente (ver figura A8.6), el caudal de líquido,  $Ql$ , medido en  $\text{m}^3/\text{h}$ , frente al caudal de vapor,  $Qg$ , medido en  $\text{m}^3/\text{h}$ , multiplicado por

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

un cociente entre sus densidades, ( $\rho_g/\rho_l - \rho_g$ ), obteniéndose un plato de un solo paso.

Se comienza el cálculo iterativo, suponiendo una serie de parámetros del plato y viendo si se cumplen las condiciones y no se producen los fenómenos indeseables que producirían un funcionamiento incorrecto en nuestra columna.

Comenzamos suponiendo un diámetro de columna,  $T$ , y un diámetro de orificio,  $d_o$ , partir del cual obtendremos la distancia entre agujeros o pitch,  $p'$ , y el espesor del plato,  $e_{\text{plato}}$ , que por medio de tablas, obtenidas de la bibliografía, calculará su valor.

*Tabla A2.5 Relación entre diámetro de orificio y el espesor del plato.  
(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill,  
1980)*

Diámetro de orificio		Espesor plato/Diámetro orificio	
mm	in	Acero inoxidable	Acero al carbono
3,00	1/8	0,65	-
4,50	3/16	0,43	-
6,00	1/4	0,32	-
9,00	3/8	0,22	0,50
12,00	1/2	0,16	0,38
15,00	5/8	0,17	0,30
18,00	3/4	0,11	0,25

*Tabla A2.6 Datos de partida para el diseño del plato.*

T (m)	$d_o$ (m)	$p'$ (m)	$e_{\text{plato}}$ (mm)
1	0,0045	0,01125	0,002

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

A continuación se procede al cálculo del área total,  $A_t$ , a partir del diámetro de la torre,  $T$ , que se relacionan mediante la siguiente expresión:

$$T = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\Pi}}$$

**- Resultado:**

**$A_t = 0,79 \text{ m}^2$ .**

Una vez obtenida el área total,  $A_t$ , se debe determinar el área neta,  $A_n$ , y la sección de la torre ocupada por los derramaderos,  $A_v$ ;

$$A_t = A_n + 2 \cdot A_v$$

Llegados a este punto, se necesitan estos dos parámetros para continuar con la iteración, por lo tanto se procederá a su determinación.

**- Cálculo de  $A_n$ .**

La sección transversal o área neta,  $A_n$ , está referida al flujo de vapor y viene dada por la siguiente expresión:

$$Q = S \cdot V_f \rightarrow S = \frac{Q}{V_f}$$

Siendo,  $S$  = Área neta ( $\text{m}^2$ ).

$Q$  (Caudal de vapor) =  $0.91 \text{ m}^3/\text{s}$ .

$V_f$  = 80% del valor de la velocidad de inundación ( $\text{m/s}$ ).

**- Cálculo de Vf.**

Para evaluar la velocidad de inundación, Vf, fenómeno indeseable en el funcionamiento de la columna, que puede llegar a producir un aumento de presión, se determina mediante la siguiente correlación empírica:

$$V_f = C_f \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Siendo,  $V_f$  = velocidad de inundación (m/s).

$C_f$  (Coeficiente de inundación) = 0.11

$\rho_l$  (Densidad del líquido) = 688.45 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_g$  (Densidad del vapor) = 3.53 Kg/m<sup>3</sup>.

Es posible encontrar un valor de  $C_f$  a través de la expresión empírica que se muestra a continuación, la cual es función de la tensión superficial,  $\sigma$ , y de dos parámetros  $\alpha$  y  $\beta$ :

$$C_f = \left( \alpha \cdot \log\left(\frac{1}{PF}\right) + \beta \right) \cdot \left( \frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2}$$

Donde los parámetros  $\alpha$  y  $\beta$  dependen de la relación  $A_o/A_a$ :

- Si  $A_o/A_a \geq 0,1$ , entonces  $\alpha = 0,0744 \cdot t + 0,01173$ .  
 $\beta = 0,0304 \cdot t + 0,01500$ .
- - Si  $A_o/A_a < 0,1$ , es necesario multiplicar  $\alpha$  y  $\beta$  por  $5 A_o/A_a + 0,5$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo  $t$ , el espaciamento entre platos, que se relaciona con el diámetro de columna,  $T$ , como:

*Tabla A2.7 Relación entre el diámetro de platos y la distancia entre ellos.*  
*(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill, 1980)*

Diámetro de la torre, $T$ , (m)	Espaciamento entre platos, $t$ , (m)
Menos de 1 m.	0,50
1 – 3 m	0,60
3 – 4 m	0,75

La relación entre el área de orificios,  $A_o$ , y el área activa,  $A_a$ ,  $A_o/A_a$ , se obtiene mediante:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \cdot \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2$$

Siendo,  $A_o/A_a$  = Relación entre el área de orificios y el área activa.

$d_o$  (Diámetro de orificio) = 0,0045 m.

$p'$  (Pitch) = 0,01125 m.

**- Resultado:**

**$A_o/A_a = 0,145 > 0,1$ .**

Además, en la ecuación aparece el parámetro de flujo,  $PF$ , que si presenta un valor inferior a 0,1, se utilizará un valor de  $C_F = 0,1$ . El parámetro de flujo,  $PF$ , viene definido como:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$PF = \frac{L'}{V'} \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Siendo, PF = Parámetro de flujo.

$L'$  (Caudal molar de líquido que sale de columna por colas) = 153.009,41 mol/h.

$V'$  (Caudal molar de vapor que sale de columna por colas) = 108.629,82 mol/h.

$\rho_l$  (Densidad del líquido) = 688,45 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_g$  (Densidad del vapor) = 3,53 Kg/m<sup>3</sup>.

**- Resultado:**

PF = 0,1008.

El valor de la tensión superficial,  $\sigma$ , se obtiene de datos bibliográficos, obteniéndose un valor para la mezcla de:

$\sigma = 0.01328$  N/m.

Por lo tanto Cf tendrá un valor de:

**- Resultado:**

**Cf = 0,11.**

Finalmente, la velocidad de inundación,  $V_f$ , para nuestra columna a las condiciones de operación tendrá un valor de, y por consiguiente nuestra área neta,  $A_n$ , será de:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla A2.8 Valor de la velocidad de inundación.*

<b>Vf (m/s)</b>	<b>0.8 · Vf (m/s)</b>
1.533	1.226

**- Resultado:**

**An = 0,74 m<sup>2</sup>.**

**- Cálculo de Av.**

La sección de la torre ocupada por los vertederos, Av, se calcula considerando un derramadero rectangular recto, y se recomienda una longitud de vertedero, W, entre 0,6 y 0,8 veces el diámetro de la torre, T. El área de rebosadero, Av, debe ser mayor o igual al 11% del área total del plato, por lo tanto se escogerá una longitud de derramadero del 0.75 T

*Tabla A2.9 Relación entre longitud de derramadero y diámetro de la torre.*

*(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill, 1980).*

<b>Longitud del derramadero, W.</b>	<b>Distancia desde el centro de la torre, x.</b>	<b>Porcentaje de área utilizado, %.</b>
0,55 T	0,4118 T	3,877
0,60 T	0,3993 T	5,257
0,65 T	0,2516 T	6,899
0,70 T	0,3562 T	8,808
0,75 T	0,3296 T	11,255

**- Resultado:**

**Av = 0,088 m<sup>2</sup>.**

**W = 0,75 m.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se comprueba que área total,  $A_t$ , nos sale y que diámetro,  $T'$ , si es igual al supuesto la iteración habrá terminado, sino es así, habrá que continuar y escoger para el inicio de los cálculos, el valor de este diámetro,  $T'$ .

$$A_t' = A_n + 2 \cdot A_v$$

**- Resultado:**

$$A_t' = 0,92 \text{ m}^2.$$

Y a continuación se calculará el diámetro,  $T$ :

$$T' = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t'}{\Pi}}$$

**- Resultado:**

$$T' = 1,08 \text{ m}.$$

Se realizarán los mismos cálculos pero se iniciará con este diámetro,  $T'$ :

*Tabla A2.10 Resultados segunda iteración.*

$T' \text{ (m)}$	$A_t' \text{ (m}^2\text{)}$	$A_n' \text{ (m}^2\text{)}$	$A_v' \text{ (m}^2\text{)}$	$W' \text{ (m)}$
1,08	0,92	0,74	0,088	0,81

Se comprueba que área total,  $A_t''$ , nos sale y que diámetro,  $T''$ , si es igual al supuesto la iteración habrá terminado, sino es así, habrá que continuar y escoger para el inicio de los cálculos, el valor de este diámetro,  $T''$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$At'' = An' + 2 \cdot Av'$$

**- Resultado:**

$$At'' = 0,90 \text{ m}^2.$$

Y a continuación se calculará el diámetro,  $T''$ , aunque saldrá el mismo que el supuesto, ya que el área total,  $At''$ , es igual.

$$T'' = \sqrt{\frac{4 \cdot At''}{\Pi}}$$

**- Resultado:**

$$T'' = 1,07 \text{ m} \approx 1,08 \text{ m}.$$

Para los resultados finales, se escoge un diámetro de columna,  $T$ , que sea de construcción comercial, por lo tanto los parámetros de platos quedarán como:

*Tabla A2.11 Parámetros finales de columna y plato.*

T (m)	At (m <sup>2</sup> )	An (m <sup>2</sup> )	Av (m <sup>2</sup> )	W (m)
1,25	1,23	0,74	0,107	0,94

A continuación se procederá al cálculo de las demás áreas, una vez obtenido los principales parámetros, como son el área total,  $At$ , el diámetro de orificios,  $do$ , el pitch,  $p'$ , y el diámetro de columna,  $T$ .

En función del diámetro de la torre,  $T$ , existen una serie de relaciones típicas entre el área activa,  $Aa$ , y el área total,  $At$  que se muestran en la siguiente tabla:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla A2.12 Relación entre el Aa/At en función del diámetro de la columna.  
(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill,  
1980)*

Diámetro de la torre		$\frac{Aa}{At}$
m	ft	
1,00	3,00	0,65
1,25	4,00	0,70
2,00	6,00	0,74
2,50	8,00	0,76

**- Resultado:**

**Aa = 0,86 m<sup>2</sup>.**

Una vez que se ha calculado el área activa, Aa, podemos obtener el área de orificios, Ao:

$$\frac{Ao}{Aa} = 0,907 \cdot \left(\frac{do}{p'}\right)^2$$

**- Resultado:**

**Ao = 0,125 m<sup>2</sup>.**

La relación que se utiliza para el cálculo del área de vigas, Avigas, es la siguiente:

$$An = Aa + A_{vigas} \rightarrow A_{vigas} = An - Aa$$

**- Resultado:**

**Avigas = 0,18 m<sup>2</sup>.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

El espesor de las vigas,  $e_{vigas}$ , se obtiene como:

$$A_{vigas} = (2 \cdot W + T) \cdot e_{vigas}$$

**- Resultado:**

**$e_{vigas} = 0.059 \text{ m.}$**

La distancia entre los vertederos, Z, se obtiene a través de la distancia desde el centro del plato al vertedero (ver tabla A2.5):

$$X = 0.3296 \cdot T$$

Como  $Z = 2 \cdot X$ ;

**- Resultado:**

**$Z = 0.8240 \text{ m.}$**

Si la torre está perfectamente diseñada, se debe de cumplir que el cociente entre el área de vertedero,  $A_v$ , y el área activa,  $A_a$ , debe ser mayor al 11%, ya que el área de bajada del líquido,  $A_v$ , no debe ser inferior al 11% del área activa,  $A_a$ :

$$\frac{A_v}{A_a} \cdot 100 = 12,5\% > 11\%$$

Para el cálculo del número de válvulas, que será igual al número de orificios. En concreto en los platos con válvulas GLITSCH V-1, un área de los orificios de  $1 \text{ m}^2$  corresponde a 845 válvulas, por lo que cada orificio tendrá un área de:

Aorificio =  $11,8343 \text{ cm}^2$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Para calcular el número de válvulas, se divide el área de orificio,  $A_o$ , entre la superficie que ocupa una válvula, se obtienen un total de:

**-Resultado:**

**Nº válvulas = 105 válvulas.**

Como se dijo en la memoria, los platos de este tipo varían entre 120 y 175 válvulas por  $m^2$ , por lo tanto deberemos de aumentar el diámetro de la torre,  $T$ , hasta conseguir un número de válvulas adecuado.

Recalculamos por el mismo procedimiento iterativo anterior hasta conseguir un número de válvulas adecuado al tipo de plato:

*Tabla A2.13 Resultados diseño de platos zona agotamiento.*

<b>Diámetro torre (m)</b>	1,50	<b>Área vigas (<math>m^2</math>)</b>	0,20
<b>Área total (<math>m^2</math>)</b>	1,77	<b>Espesor Vigas (m)</b>	0,050
<b>Área neta (<math>m^2</math>)</b>	1,46	<b>Ancho Derramadero (m)</b>	1,125
<b>Área vertedero (<math>m^2</math>)</b>	0,15	<b>Distancia Vertederos (m)</b>	0,988
<b>Área activa (<math>m^2</math>)</b>	1,26	<b>Espesor Plato (m)</b>	0,002
<b>Área orificios (<math>m^2</math>)</b>	0,18	<b>Número válvulas</b>	155

Si la torre está perfectamente diseñada, para este tipo de plato se debe de cumplir que el cociente entre el área de vertedero,  $A_v$ , y el área activa,  $A_a$ , debe ser mayor al 11%, ya que el área de bajada del líquido,  $A_v$ , no debe ser inferior al 11% del área activa,  $A_a$ :

$$\frac{A_v}{A_a} \cdot 100 = 12,5\% > 11\%$$

**- Pérdida de carga.**

La pérdida de carga a través de un plato de válvulas,  $-\Delta P_{\text{total}}$ , es función de las velocidades de fluido de líquido y del vapor, del área de los orificios,  $A_o$ , del tipo de válvula, del material de construcción y de las dimensiones de la represa.

La pérdida de carga en plato seco,  $-\Delta P_{\text{seco}}$ , se calcula mediante dos expresiones, utilizándose el mayor de los dos valores, que servirá para el cálculo de la pérdida de carga total en el plato,  $-\Delta P_{\text{total}}$ .

$$-\Delta P_{\text{seco}} = 0.00135 \cdot l_m \cdot \frac{\rho_m}{\rho_L} + K_1 \cdot u_o^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

Siendo,  $-\Delta P_{\text{seco}}$  = Pérdida de carga en plato seco (m).

$l_m$  (es pesor del plato) = 0,002 m.

$\rho_m$  (Densidad del metal) = 8.180 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_v$  (Densidad del vapor) = 3,53 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_l$  (Densidad del líquido) = 688,45 Kg/m<sup>3</sup>.

$K_1$  (Coeficiente para la ecuación) = 0,0546 (ver figura A8.7).

$U_o^2$  (Velocidad a través de los agujeros) = 4,96 m/s.

La velocidad a través de los agujeros,  $u_o$ , se obtendrá como el cociente entre el caudal del gas,  $Q_v$ , y el área de orificios,  $A_o$ :

$$u_o = \frac{Q_v}{A_o}$$

**- Resultado:**

**$-\Delta P_{\text{seco}} = 0,007 \text{ m.}$**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$-\Delta P_{\text{seco}} = K_2 \cdot u_o^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

Siendo,  $K_2$  (Coeficiente para la ecuación, dependiente del espesor del plato) = 0,281 (ver figura A8.7).

**-Resultado:**

**$-\Delta P_{\text{seco}} = 0,035 \text{ m.}$**

**Se escogerá el mayor;  $-\Delta P_{\text{seco}} = 0,035 \text{ m.}$**

La pérdida de carga en el plato,  $-\Delta P_{\text{total}}$ , se obtiene como:

$$-\Delta P_T = -\Delta P_{\text{seco}} + 0,554 \cdot \left(\frac{Q_L}{L_W}\right)^{0,67} + 0,4 \cdot h_W$$

Siendo,  $-\Delta P_{\text{total}}$  = Pérdida de carga total en el plato (m).

$-\Delta P_{\text{seco}}$  (Pérdida de carga en plato seco) = 0,035 m.

$Q_L$  (caudal de líquido) = 0,007 m<sup>3</sup>/s.

$L_W$  (Longitud de la represa) = 1,125 m.

$h_W$  (Altura de la represa) = 0,06 m.

La altura de la represa,  $h_W$ , se calcula como el espaciamento entre platos dividido entre 10:

$$h_W = \frac{t}{10}$$

**- Resultado:**

**$-\Delta P_{\text{total}} = 0,077 \text{ m.}$**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Para que no ocurra inundación, dos veces el valor de la pérdida de carga en el plato,  $-\Delta P_{total}$ , debe ser inferior a la separación existente entre platos,  $t$ :

*Tabla A2.14 Resultado de si ocurre inundación.*

<b>t (m)</b>	<b>2 · -<math>\Delta P_{total}</math> (m)</b>	<b>&lt; t</b>	<b>Inundación</b>
0,6	0,154	SI	NO

En el monograma para el cálculo del diámetro de un plato de válvulas (ver figura A8.8), se observa que para las condiciones de operación se obtendrá un diámetro de plato de  $T = 1$  m, muy por debajo de diseñado que es de 1,5 metros, por lo que se asegura una operación de platos estable.

**- Zona de rectificación.**

Se comprueba de cuantos pasos es nuestro plato, para ello se relaciona gráficamente (ver figura A8.6),  $Ql$ , medido en  $m^3/h$ , frente al caudal de vapor,  $Qg$ , medido en  $m^3/h$ , multiplicado por un cociente entre sus densidades,  $(\rho g/\rho l - \rho g)$ , obteniéndose un plato de un solo paso.

Se comienza el cálculo iterativo, suponiendo una serie de parámetros del plato y viendo si se cumplen las condiciones y no se producen los fenómenos indeseables que producirían un funcionamiento incorrecto en nuestra columna.

Comenzamos suponiendo un diámetro de columna,  $T$ , y un diámetro de orificio,  $d_o$ , partir del cual obtendremos la distancia entre agujeros o pitch,  $p'$ , y el espesor del plato,  $e_{plato}$ , que por medio de tablas, obtenidas de la bibliografía, se calculará su valor.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla A2.15 Relación entre diámetro de orificio y el espesor del plato.*  
*(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill,*  
*1980).*

Diámetro de orificio		Espesor plato/Diámetro orificio	
		Acero inoxidable	Acero al carbono
mm	in		
3,00	1/8	0,65	-
4,50	3/16	0,43	-
6,00	1/4	0,32	-
9,00	3/8	0,22	0,50
12,00	1/2	0,16	0,38
15,00	5/8	0,17	0,30
18,00	3/4	0,11	0,25

*Tabla A2.16 Datos de partida para el diseño del plato.*

T (m)	do (m)	p' (m)	eplato (mm)
1	0,0045	0,01125	0,002

A continuación se procede al cálculo del área total,  $A_t$ , a partir del diámetro de la torre,  $T$ , que se relacionan mediante la siguiente expresión:

$$T = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\Pi}}$$

**- Resultado:**

**$A_t = 0,79 \text{ m}^2$ .**

Una vez obtenida el área total,  $A_t$ , se debe determinar el área neta,

An, y la sección de la torre ocupada por los derramaderos, Av;

$$A_t = A_n + 2 \cdot A_v$$

Llegados a este punto, se necesitan estos dos parámetros para continuar con la iteración, por lo tanto se procederá a su determinación.

#### - Cálculo de An.

La sección transversal o área neta, An, está referida al flujo de vapor y viene dada por la siguiente expresión:

$$Q = S \cdot V_f \rightarrow S = \frac{Q}{V_f}$$

Siendo, S = Área neta (m<sup>2</sup>).

Q (Caudal de vapor) = 0,79 m<sup>3</sup>/s.

Vf = 80% del valor de la velocidad de inundación (m/s).

#### - Cálculo de Vf.

Para evaluar la velocidad de inundación, Vf, fenómeno indeseable en el funcionamiento de la columna, que puede llegar a producir un aumento de presión, se determina mediante la siguiente correlación empírica:

$$VF = C_f \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{2}}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo,  $V_f$  = velocidad de inundación (m/s).

$C_f$  (Coeficiente de inundación) = 0,11.

$\rho_l$  (Densidad del líquido) = 656,26 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_g$  (Densidad del vapor) = 2,84 Kg/m<sup>3</sup>.

Es posible encontrar un valor de  $C_f$  a través de la expresión empírica que se muestra a continuación, la cual es función de la tensión superficial,  $\sigma$ , y de dos parámetros  $\alpha$  y  $\beta$ :

$$C_f = (\alpha \cdot \log(\frac{1}{PF}) + \beta) \cdot (\frac{\sigma}{0,020})^{0,2}$$

Donde los parámetros  $\alpha$  y  $\beta$  dependen de la relación  $A_o/A_a$ :

- Si  $A_o/A_a \geq 0,1$ , entonces  $\alpha = 0,0744 \cdot t + 0,01173$ .  
 $\beta = 0,0304 \cdot t + 0,01500$ .
- - Si  $A_o/A_a < 0,1$ , es necesario multiplicar  $\alpha$  y  $\beta$  por  $5 A_o/A_a + 0,5$ .

Siendo  $t$ , el espaciamento entre platos, que se relaciona con el diámetro de columna,  $T$ , como:

*Tabla A2.17 Relación entre el diámetro de platos y la distancia entre ellos.*

(“Operaciones Básicas de Transferencia de Materia”; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill, 1980).

Diámetro de la torre, T, (m)	Espaciamento entre platos, t, (m)
Menos de 1 m.	0,50
1 – 3 m	0,60
3 – 4 m	0,75

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

La relación entre el área de orificios,  $A_o$ , y área activa,  $A_a$ ,  $A_o/A_a$ , se obtiene mediante:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \cdot \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2$$

Siendo,  $A_o/A_a$  = Relación entre el área de orificios y el área activa.

$d_o$  (diámetro de orificio) = 0,0045 m.

$p'$  (Pitch) = 0,01125 m.

**- Resultado:**

**$A_o/A_a = 0,145 > 0.1.$**

Además, en la ecuación aparece el parámetro de flujo, PF, que si presenta un valor inferior a 0,1, se utilizará un valor de PF = 0,1. El parámetro de flujo, PF, viene definido como:

$$PF = \frac{L'}{V'} \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{\frac{1}{2}}$$

Siendo, PF = Parámetro de flujo.

$L'$  (Caudal molar de líquido salida de columna por colas) = 153.009,41 mol/h.

$V'$  (Caudal molar de vapor que sale columna por colas) = 108.629,82 mol/h.

$\rho_l$  (Densidad del líquido) = 688,45 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_g$  (Densidad del vapor) = 3,53 Kg/m<sup>3</sup>.

**- Resultado:**

**PF = 0,09.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Si el valor del parámetro de flujo, PF, es menor que 0,1, tomaremos 0,1 como su valor.

**- Resultado:**

**PF = 0,1.**

El valor de la tensión superficial,  $\sigma$ , se obtiene de datos bibliográficos, obteniéndose un valor para la mezcla de:

$\sigma = 0,0109 \text{ N/m.}$

Por lo tanto Cf tendrá un valor de:

**- Resultado:**

**Cf = 0,11.**

Finalmente, la velocidad de inundación, Vf, para nuestra columna, a las condiciones de operación tendrá un valor de, y por consiguiente nuestra área neta, An, será de:

*Tabla A2.18 Valor de la velocidad de inundación.*

Vf (m/s)	0.8 · Vf (m/s)
1,67	1,33

**- Resultado:**

**An = 0,60 m<sup>2</sup>.**

**- Cálculo de Av.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

La sección de la torre ocupada por los vertederos,  $A_v$ , se calcula, considerando un derramadero rectangular recto, y se recomienda una longitud de vertedero,  $W$ , entre 0,6 y 0,8 veces el diámetro de la torre,  $T$ . El área de rebosadero,  $A_v$ , debe ser mayor o igual al 11% del área total del plato,  $A_t$ , por lo tanto se escogerá una longitud de derramadero del 0.75  $T$ .

*Tabla A2.19 Relación entre longitud de derramadero y diámetro de la torre.  
(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill,  
1980).*

Longitud del derramadero, $W$ .	Distancia desde el centro de la torre, $x$ .	Porcentaje de área utilizado, %.
0,55 $T$	0,4118 $T$	3,877
0,60 $T$	0,3993 $T$	5,257
0,65 $T$	0,2516 $T$	6,899
0,70 $T$	0,3562 $T$	8,808
0,75 $T$	0,3296 $T$	11,255

**- Resultado:**

**$A_v = 0,088 \text{ m}^2$ .**

**$W = 0,75 \text{ m}$ .**

Se comprueba que área total,  $A_t'$ , y que diámetro,  $T'$ , salen, si es igual al supuesto la iteración habrá terminado, sin no es así, habrá que continuar y escoger para el inicio de los cálculos, el valor de este diámetro,  $T'$ .

$$A_t' = A_n + 2 \cdot A_v$$

**- Resultado:**

**$A_t' = 0,78 \text{ m}^2 \approx 0,79 \text{ m}^2$ .**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Y a continuación se calculará el diámetro,  $T'$ , aunque saldrá el mismo que el supuesto, ya que el área total es igual.

$$T' = \sqrt{\frac{4 \cdot At'}{\Pi}}$$

**- Resultado:**

**$T' = 0,99 \text{ m} \approx 1 \text{ metro.}$**

*Tabla A2.20 Parámetros finales de columna y plato.*

<b>T (m)</b>	<b>At (m<sup>2</sup>)</b>	<b>An (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Av (m<sup>2</sup>)</b>	<b>W (m)</b>
1,00	0,79	0,65	0,07	0,75

A continuación se procederá al cálculo de las demás áreas, una vez obtenido los principales parámetros, como son el área total,  $At$ , el diámetro de orificios,  $do$ , el pitch,  $p'$ , y el diámetro de columna,  $T$ .

En función del diámetro de la torre,  $T$ , existen una serie de relaciones típicas entre el área activa,  $Aa$ , y el área total,  $At$  que se muestran en la siguiente tabla:

*Tabla A2.21 Relación entre el  $Aa/At$  en función del diámetro de la columna.  
(Operaciones Básicas de Transferencia de Materia"; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill,  
1980)*

<b>Diámetro de la torre</b>		$\frac{Aa}{At}$
<b>m</b>	<b>ft</b>	
1,00	3,00	0,65
1,25	4,00	0,70
2,00	6,00	0,74
2,50	8,00	0,76

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**- Resultado:**

**$Aa = 0,55 \text{ m}^2.$**

Una vez que se ha calculado el área activa,  $Aa$ , podemos obtener el área de orificios,  $Ao$ :

$$\frac{Ao}{Aa} = 0,907 \cdot \left(\frac{do}{p'}\right)^2$$

**- Resultado:**

**$Ao = 0,08 \text{ m}^2.$**

La relación que se utiliza para el cálculo del área de vigas,  $A_{vigas}$ , es la siguiente:

$$An = Aa + A_{vigas} \rightarrow A_{vigas} = An - Aa$$

**- Resultado:**

**$A_{vigas} = 0,20 \text{ m}^2.$**

El espesor de las vigas,  $e_{vigas}$ , se obtiene como:

$$A_{vigas} = (2 \cdot W + T)e_{vigas}$$

**- Resultado:**

**$e_{vigas} = 0,040 \text{ m.}$**

La distancia entre los vertederos,  $Z$ , se obtiene a través de la distancia desde el centro del plato al vertedero (ver tabla A2.5):

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$X = 0,3296 \cdot T$$

Como  $Z = 2 \cdot x$ ;

**- Resultado:**

**Z = 0,6592 m.**

Si la torre está perfectamente diseñada, se debe de cumplir que el cociente entre el área de vertedero,  $A_v$ , y el área activa,  $A_a$ , debe ser mayor al 11%, ya que el área de bajada del líquido,  $A_v$ , no debe ser inferior al 11% del área activa,  $A_a$ :

$$\frac{A_v}{A_a} \cdot 100 = 12,5\% > 11\%$$

Para el cálculo del número de válvulas, que será igual al número de orificios. En concreto en los platos con válvulas GLITSCH V-1, un área de de los orificios,  $A_o$ , de 1 m<sup>2</sup> corresponde a 845 válvulas, por lo que cada orificio tendrá un área de:

$$A_{\text{orificio}} = 11,8343 \text{ cm}^2.$$

Para calcular el número de válvulas, se divide el área de orificio,  $A_o$ , entre la superficie que ocupa una válvula, se obtienen un total de:

**-Resultado:**

**Nº válvulas = 68 válvulas.**

Como se dijo en la memoria, los platos de este tipo varían entre 120 y 175 válvulas por m<sup>2</sup>, por lo tanto se debe de aumentar el diámetro de la torre, T, hasta conseguir un número de válvulas adecuado.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Recalculamos por el mismo procedimiento iterativo anterior hasta conseguir un número de válvulas adecuado al tipo de plato:

*Tabla A2.22 Resultados diseño de platos zona agotamiento.*

<b>Diámetro torre (m)</b>	1,50	<b>Área vigas (m<sup>2</sup>)</b>	0,20
<b>Área total (m<sup>2</sup>)</b>	1,77	<b>Espesor Vigas (m)</b>	0,050
<b>Área neta (m<sup>2</sup>)</b>	1,46	<b>Ancho Derramadero (m)</b>	1,125
<b>Área vertedero (m<sup>2</sup>)</b>	0,15	<b>Distancia Vertederos (m)</b>	0,988
<b>Área activa (m<sup>2</sup>)</b>	1,26	<b>Espesor Plato (m)</b>	0,002
<b>Área orificios (m<sup>2</sup>)</b>	0,18	<b>Número válvulas</b>	155

Si la torre está perfectamente diseñada, para este tipo de plato se debe de cumplir que el cociente entre el área de vertedero,  $A_v$ , y el área activa,  $A_a$ , debe ser mayor al 11%, ya que el área de bajada del líquido,  $A_v$ , no debe ser inferior al 11% del área activa,  $A_a$ :

$$\frac{A_v}{A_a} \cdot 100 = 12,5\% > 11\%$$

**- Pérdida de carga.**

La pérdida de carga a través de un plato de válvulas,  $-\Delta P_{total}$ , es función de las velocidades de fluido de líquido y del vapor, del área de los orificios,  $A_o$ , del tipo de válvula, del material de construcción y de las dimensiones de la represa.

La pérdida de carga en plato se seco,  $-\Delta P_{seco}$ , se calcula mediante dos expresiones, utilizándose el mayor de los dos valores, que servirá para el cálculo de la pérdida de carga total en el plato,  $-\Delta P_{total}$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$-\Delta P_{\text{seco}} = 0,00135 \cdot l_m \cdot \frac{\rho_m}{\rho_L} + K_1 \cdot u_o^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

Siendo,  $-\Delta P_{\text{seco}}$  = Pérdida de carga en plato seco (m).

$l_m$  (es pesor del plato) = 0,002 m.

$\rho_m$  (Densidad del metal) = 8.180 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_V$  (Densidad del vapor) = 2,84 Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_L$  (Densidad del líquido) = 656,26 Kg/m<sup>3</sup>.

$K_1$  (Coeficiente para la ecuación) = 0,0546 (ver figura A8.7).

$U_o^2$  (Velocidad a través de los agujeros) = 4,34 m/s.

La velocidad a través de los agujeros,  $u_o$ , se obtendrá como el cociente entre el caudal del gas,  $Q_V$ , y el área de orificios,  $A_o$ :

$$u_o = \frac{Q_V}{A_o}$$

**- Resultado:**

**$-\Delta P_{\text{seco}} = 0,004 \text{ m.}$**

$$-\Delta P_{\text{seco}} = K_2 \cdot u_o^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

Siendo,  $K_2$  (Coeficiente para la ecuación, dependiente del espesor del plato) = 0,281 (ver figura A8.7).

**-Resultado:**

**$-\Delta P_{\text{seco}} = 0,023 \text{ m.}$**

**Se escogerá el mayor;  $-\Delta P_{\text{seco}} = 0,023 \text{ m.}$**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

La pérdida de carga en el plato,  $-\Delta P_{\text{total}}$ , se obtiene como:

$$-\Delta P_T = -\Delta P_{\text{seco}} + 0,554 \cdot \left(\frac{Q_L}{L_W}\right)^{0,67} + 0,4 \cdot h_W$$

Siendo,  $-\Delta P_{\text{total}}$  = Pérdida de carga total en el plato (m).

$-\Delta P_{\text{seco}}$  (Pérdida de carga en plato seco) = 0,035 m.

$Q_L$  (caudal de líquido) = 0,0056 m<sup>3</sup>/s.

$L_W$  (Longitud de la represa) = 1,125 m.

$h_W$  (Altura de la represa) = 0,06 m.

La altura de la represa,  $h_W$ , se calcula como el espaciamento entre platos,  $t$ , dividido entre 10:

$$h_W = \frac{t}{10}$$

**- Resultado:**

**$-\Delta P_{\text{total}} = 0,063$  m.**

Para que no ocurra inundación, dos veces el valor de la pérdida de carga en el plato,  $-\Delta P_{\text{total}}$ , debe ser inferior a la separación existente entre platos,  $t$ :

*Tabla A2.23 Resultado de si ocurre inundación.*

<b>t (m).</b>	<b>2 · <math>-\Delta P_{\text{total}}</math> (m)</b>	<b>&lt; t</b>	<b>Inundación</b>
0,60	0,126	SI	NO

En el monograma para el cálculo del diámetro de un plato de válvulas (ver figura A8.8), se observa que para las condiciones de operación se obtendrá un diámetro de plato de 1 m, muy por debajo de diseñado que es de 1.50 metros, por lo que se asegura una operación de platos estable.

#### **A2.4.4. Arrastre.**

Para el cálculo de la cantidad de líquido arrastrado,  $\Psi$ , se dispone de la figura A8.9 (ver anexo de figuras). Donde los valores de la abscisa recogen los valores del parámetro de flujo, PF, las curvas paramétricas el acercamiento al punto de la inundación por arrastre y los valores de la ordenada  $\Psi$  son fracciones de flujo descendente bruto del líquido, y se define como:

$$\Psi = \frac{e}{(L + e)}$$

Siendo,  $\Psi$  = Arrastre fraccional.

e = arrastre absoluto de líquido.

L = Flujo descendente de líquido sin arrastre.

Conocido el valor del parámetro de flujo, PF, en cada una de las secciones de la columna, se determina el valor del arrastre fraccionario,  $\Psi$ , a una velocidad del gas del 80% de la velocidad de inundación, Vf.

Se toma el valor mayor (por seguridad) entre platos perforados y de platos de cachucha de burbujeo, aunque en platos de válvula este fenómeno es menos acentuado que en estos platos.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla 2.24 Resultado arrastre fraccional al 80% de la velocidad de inundación.*

Sección	PF	$\Psi$	< 0.1	Arrastre
Agotamiento	0,1	0,03	SI	NO
Rectificación	0,09	0,028	SI	NO

#### A2.4.5. Descarga.

Los problemas de descarga empiezan a aparecer cuando la velocidad de líquido,  $V_L$ , a través de estos supera los 0.3 m/s.

$$V_L = \frac{Q_L}{Av} < 0.3$$

*Tabla A2.25 Velocidad de descenso en los conductos de bajada: descarga.*

Sección.	$V_L$ (m/s)	< 0.3 m/s	Descarga
Agotamiento	0,045	SI	NO
Rectificación	0,036	SI	NO

#### A2.4.6. Altura de líquido.

La altura de la cresta sobre el vertedero,  $h_{ow}$ , en mm de líquido, se calcula a partir de la ecuación de Francis. Se tiene un vertedero segmentado por lo tanto:

$$h_{ow} = 664 \cdot \left(\frac{Q}{L_w}\right)^{\frac{2}{3}}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo,  $h_{ow}$  = Altura del líquido en el vertedero (mm).

$Q$  =caudal de líquido ( $m^3/s$ ).

$L_w$  = Longitud del vertedero (m).

Se recomienda que la altura del líquido,  $H$ , este comprendida entre 50 y 100 mm.

*Tabla A2.26 Altura de la cresta del líquido.*

Sección	$h_{ow}$ (mm)	$h_{ow} + h_w$ (mm)	50 < H < 100
Agotamiento	22,46	82,43	SI
rectificación	19,38	79,38	SI

#### A2.4.7. Lloriqueo.

Fenómeno indeseado en columnas de platos, se produce cuando la velocidad de ascensión del vapor,  $v_{vm}$ , es muy baja. Esta velocidad de ascensión,  $V_{vm}$ , se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$\frac{V_{vm} \cdot \mu_v}{\sigma} = 0,0229 \cdot \left( \frac{\mu_v^2}{\rho_v \cdot d_o \cdot \sigma} \cdot \frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{0,379} \cdot \left( \frac{e}{d_o} \right)^{0,293} \cdot \left( \frac{2 \cdot A_a \cdot d_o}{\sqrt{3} \cdot p'} \right)^{\frac{2,8}{\left( \frac{z}{d_o} \right)^{0,724}}}$$

Siendo,  $V_{vm}$  = Velocidad de lloriqueo (m/s).

$\mu_v$  = Viscosidad del vapor ( $N \cdot s / m^2$ ).

$\rho_v$  = Densidad del vapor ( $Kg/m^3$ ).

$\rho_L$  = Densidad del líquido ( $Kg/m^3$ ).

$\sigma$  = Tensión superficial (N/m).

$d_o$  = Diámetro de orificio (m).

$e$  = Espesor del palto (m).

$p'$  = pitch (m).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Aa = área activa (m<sup>2</sup>).

Z = Distancia entre vertederos (m).

Los datos correspondientes a las propiedades físicas están sacados de datos bibliográficos.

*Tabla A2.27 Resultados velocidad de lloriqueo.*

Sección	V <sub>inundación</sub> (m/s)	V <sub>vm</sub> (m/s)	Lloriqueo
Rectificación	1,23	0,72	NO
Agotamiento	1,33	0,69	NO

Como se comprueba, el intervalo de operación de nuestra columna es muy pequeño, y al mínimo cambio en alguna propiedad se producirá lloriqueo. Si esto se produce, caerá líquido al plato inferior, cambiándose las composiciones tanto en el plato como en las corrientes de salida, es por esto, por lo que se ha optado por escoger platos de válvulas, que aunque sean un poco más caros que los perforados, van a conseguir un funcionamiento óptimo en nuestra columna.

#### **A2.4.8. Eficacia de la columna.**

Drickamer y Bradford, proporcionaron una sencilla relación empírica de la eficacia global, Ef, de la columna que tratan hidrocarburos de petróleo, relacionando la eficacia de la columna con la viscosidad media de la alimentación:

$$Ef = 0,17 - 0,616 \cdot \log \Sigma(xf \cdot \mu l)$$

Siendo, E = Eficacia de la columna.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$x_f$  (Fracción molar del componente en la alimentación) =  
0,65 (n-pentano).

$\mu_L$  = Viscosidad del líquido (N s/m).

La temperatura media de la columna,  $(T^a)_{media}$ , se obtiene conociendo las temperaturas en cada etapa:

*Tabla A2.28 Resultado de la temperatura media de la columna.*

<b>Etapa</b>	<b>T<sup>a</sup> (°C)</b>
<b>1</b>	<b>37,5</b>
<b>2</b>	<b>41,5</b>
<b>3</b>	<b>48,5</b>
<b>4</b>	<b>58.5</b>
<b>5</b>	<b>76.5</b>
<b>6</b>	<b>92.5</b>
<b>(T<sup>a</sup>)<sub>media</sub></b>	<b>60</b>

Los valores de la viscosidad para esta temperatura serán:

$\mu_{pentano} = 0,143$  cp.

$\mu_{isooctano} = 0,233$  cp..

**- Resultado:**

**E = 64%.**

Luego el número de platos que se obtiene para la columna es de:

$$\frac{NPT}{NPR} = 0,64$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**Se obtienen 10 equilibrios para la columna.**

**ZONA DE AGOTAMIENTO:** 5 platos.

**ZONA DE RECTIFICACIÓN:** 5 platos.

## ANEXO 3. DISEÑO MECÁNICO DE LA TORRE.

### A3.1. ALTURA DE LA COLUMNA.

La altura real de la columna,  $H_c$ , se calcula usando la siguiente expresión:

$$H_c = (NPR - 1) \cdot t + 2 \cdot d$$

Siendo,  $H_c$  = altura real de la columna (m).

NPR (Número de platos) = 10.

t (Distancia entre plato) = 0,60 m.

d (Distancia entre plato superior e inferior y fondos) = 1 m.

**- Resultado:**

**$H_c = 7,40$  m.**

Con el espesor de la envolvente, se obtiene la altura final de la torre,  $H_t$ , de:

$$H_t = 7,40 + 2 \cdot (0,32 + 0,01)$$

**- Resultado:**

**$H_t = 8,06$  m.**

### A3.2. ESBELTEZ.

La esbeltez,  $K$ , se define como la relación altura/diámetro de la columna, se obtiene mediante:

$$K = \frac{H}{D}$$

Siendo, K = Esbeltez de la columna.

H (Altura de la columna) = 8,06 m.

D (Diámetro de la columna) = 1,50 m.

En función de la esbeltez, K, se optará por un fondo tipo Koppler o tipo Korboggen. Al ser la columna de un mismo diámetro, el fondo superior es análogo al fondo inferior, es decir, serán el mismo tipo de fondo. Para  $K < 10$ , se usará un tipo Koppler y para esbelteces mayores, uno tipo Korboggen. La altura, h, de estos fondos dependerá del diámetro de la columna, D.

**- Resultado:**

**K = 5,37.**

**h = 0,30 m.**

**Fondos = Tipo Koppler.**

**A3.3. ESPESOR DE LA ENVOLVENTE.**

El espesor de la chapa de la envolvente, e, y según Normativa, se obtendrá de dos maneras distintas, escogiéndose el de mayor valor, que a su vez se adecuará al valor comercial, en el caso de no coincidir, se utilizará el inmediatamente superior. Este espesor se obtiene en función del Código ASME y de la especificación técnica según el Reglamento de Aparatos a Presión y su instrucción técnica complementaria MIE-AP-6.

Según Código ASME:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$e = \frac{P \cdot R}{(S \cdot E - 0.6 \cdot P)}$$

Siendo, e = espesor de la chapa envolvente (mm).

P (Presión de diseño) = 16,14 psi.

R (Radio interno) = 29,53 in.

S (tensión admisible) = 85.340 psi.

E (Eficiencia de la junta) = 0,6.

La presión diseño,  $P_{\text{diseño}}$ , en la columna es la atmosférica, pero por motivos de seguridad, se utiliza el 110% de la presión de operación, resultando:

$$P = P_{\text{diseño}} \cdot 1,1 = 14,67 \text{ psi} \cdot 1,1 = 16,14 \text{ psi}.$$

El diámetro interno de la torre, D, tiene un valor de 1,50 m, por lo tanto su radio, R, será:

$$R = \frac{D}{2} = 0,75 \text{ m} = 29,53 \text{ plg}.$$

La tensión admisible,  $\sigma_{\text{adm}}$ , para un acero AISI 316L, según especificaciones del fabricante, esta comprendida entre 45 – 60 kg/mm<sup>2</sup>, por lo tanto:

$$\sigma_{\text{adm}} = 60 \text{ kg/mm}^2.$$

Para el valor de la eficiencia de la junta, E, se usará el caso más desfavorable:

$$E = 0,6.$$

**- Resultado:**

**$e = 0.00931 \text{ in} = 0.24 \text{ mm}.$**

Según la especificación técnica según el Reglamento de Aparatos a Presión y su instrucción técnica complementaria MIE-AP-6, el espesor de la chapa de la envolvente, e, será:

$$e = \left( \frac{D}{1.000} \right) + 2,54 + c$$

Siendo, e = espesor de la envolvente (mm).

D (Diámetro interno de la columna) = 1,50 m.

c (Sobreespesor para la corrosión) = 1,50 mm.

**- Resultado:**

**$e = 6,00 \text{ mm}.$**

Por lo tanto se escogerá un espesor, e, de 6mm, que comercialmente el más cercano que encontramos es de:

**- Resultado:**

**$e = 10,00 \text{ mm}.$**

#### **A3.4. RESISTENCIA MECÁNICA.**

Se determinaran las máximas tensiones a las que puede ser sometida la columna. Las tres tensiones que se calcularán son:

- Tracción.
- Compresión.

- Pandeo.

#### **A3.4.1. Fatiga admisible a tracción.**

La fatiga admisible a tracción,  $\sigma_{adm}$ , a la que se puede someter a la columna a la temperatura de operación, nunca podrá superar a la máxima tensión admisible, para este tipo de acero, el cual se verá influenciado por la eficiencia de la junta, E. La tensión admisible,  $\sigma_{adm}$ , se calcula mediante:

$$\sigma_{adm} = \sigma_{lim} \cdot E$$

Siendo,  $\sigma_{adm}$  = Tensión admisible (Kg/cm<sup>2</sup>).

$\sigma_{lim}$  (Límite elástico a la temperatura de diseño)  
=28000lb/in<sup>2</sup>=1969 Kg/cm<sup>2</sup>.

E (Eficiencia de la soldadura) = 0.6.

La temperatura de diseño, T<sup>a</sup>, se calculará como la temperatura de operación a la que se le sumará 15 °C, este aumento se hace por motivos de seguridad a la hora de abordar el diseño, utilizándose la temperatura mas alta a la que se encuentra la columna. Esta temperatura, se haya a la salida de la columna, que es de 99 °C, por lo tanto nuestra temperatura de diseño será de T<sup>a</sup> = 114 °C. Para esta temperatura, el Límite elástico,  $\sigma_{admi}$ , para un acero con contenido intermedio en carbono (ver figura A8.11), tiene un valor de:

#### **- Resultado:**

$$\sigma_{admi} = 1.181,40 \text{ Kg/cm}^2.$$

#### **A3.4.2. Fatiga admisible a compresión.**

Se calcula de forma análoga a la fatiga admisible a tracción, aplicándole el coeficiente de eficiencia de la soldadura, que según bibliografía, para esfuerzos a compresión, este coeficiente tiene un valor de  $E = 1$ .

$$\sigma_{adm} = \sigma_{lim} \cdot E$$

Siendo,  $\sigma_{admi}$  = Tensión admisible ( $\text{Kg/cm}^2$ ).

$$\begin{aligned}\sigma_{lim} \text{ (Límite elástico a temperatura de diseño)} &= 28.000 \text{ lb/in}^2 \\ &= 1.969 \text{ Kg/cm}^2.\end{aligned}$$

$$E \text{ (Eficiencia de la soldadura)} = 1.$$

#### **- Resultado:**

$$\sigma_{admi} = 1.969,00 \text{ Kg/cm}^2.$$

#### **A3.4.3. Fatiga admisible a pandeo.**

Para el cálculo se tomara el menor de los valores obtenidos por estas dos expresiones:

$$\sigma_{adm.tracción} = \frac{\sigma_{lim}}{3} \quad (\text{ec.1})$$

$$\sigma_{adm.tracción} = \frac{105 \cdot (e - c)}{R} \quad (\text{ec.2})$$

Siendo,  $\sigma_{admitracción}$  = Tensión admisible a la tracción ( $\text{Kg/cm}^2$ ).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$\sigma_{lim}$  (Límite elástico a temperatura de diseño) = 28.000 lb/in<sup>2</sup>  
= = 1.969 Kg/cm<sup>2</sup>.

e (Espesor de la chapa de la envolvente) = 10 mm.

c (Sobreespesor para corrosión) = 1,50 mm

R (Radio columna) = 750 mm.

**- Resultados:**

$\sigma_{admitracción} = 796,00 \text{ Kg/cm}^2$ . (ec.1)

$\sigma_{admitracción} = 1.250,00 \text{ Kg/cm}^2$ . (ec.2).

Escogiendo el menor de ellos;  $\sigma_{admitracción} = 796,00 \text{ Kg/cm}^2$ .

**A3.5. CARACTERISTICAS MECANICAS DE LA COLUMNA:**

**A3.5.1. Tensión debida al peso.**

El peso de la envolvente,  $W_e$ , se calcula mediante esta expresión:

$$W_e = \frac{\Pi}{4} \cdot (D_o^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Siendo,  $W_e$  = Peso de la envolvente (Kg).

$D_o$  (Diámetro exterior de la envolvente) = 152 cm.

$D$  (Diámetro interno de la envolvente) = 150 cm.

$H$  (Altura de la columna, sin espesor de la envolvente) =  
740 cm.

$\rho$  (Densidad del material) = 7,93 g/cm<sup>3</sup>.

El diámetro exterior de la envolvente,  $D_o$ , se calcula como:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$D_o = D + 2 \cdot e$$

El dato de la densidad del material,  $\rho$ , esta sacado de la bibliografía consultada.

**- Resultado:**

**We = 2.783,76 kg.**

El peso de los fondos de la columna,  $W_f$ , que por consideraciones geométricas y densidad del material, se obtiene dos fondos de acero inoxidable de 1.5 metros de diámetro y 29 Kg/mm de espesor.

**- Resultado:**

**Wf = 458,00 Kg.**

El peso de los platos,  $W_{\text{platos}}$ , se obtiene en función del área total del plato,  $A_t$ , del espesor,  $e$ , y de la densidad del acero,  $\rho_m$ .

**- Resultado:**

**Peso/plato = 28,07 kg**

Al tener 10 platos  $\rightarrow$  **Wplatos = 280,70 kg.**

En el peso de las tuberías,  $W_{\text{tuberías}}$ , conectadas a la columna hay que tener en cuenta la relación altura/diámetro, ya que si esta relación es menor de 10 se le añade un 5% al peso de la columna, en cambio si es mayor solo se le añade un 3%.

$$\frac{H}{D} < 10$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

En nuestro caso al ser menor que 10, le sumaremos un 5% al peso de la columna.

El peso de accesorios diversos,  $W_{\text{accesorios}}$ , será de un 5% el peso de la columna, estos accesorios pueden ser, pescantes, escaleras, etc.

El peso de tuberías y demás accesorios, será el 10% del peso total de la columna vacía:

$$W_{\text{columna}} = (W_e + W_f + W_{\text{platos}} + W_{\text{tuberias}} + W_{\text{accesorios}}) \cdot 1.1$$

**-Resultado:**

**$W_{\text{columna}} = 4.180,92 \text{ Kg.}$**

Otra de las pruebas necesarias en el diseño mecánico, es el cálculo del peso de agua contenida en la columna,  $W_{\text{agua}}$ , calculado con la siguiente expresión:

$$W_{\text{agua}} = V_{\text{fondos}} \cdot \rho + \left(\frac{\Pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot H \cdot \rho$$

Siendo,  $W_{\text{agua}}$  = Peso del agua contenida en la columna (Kg).

$V_{\text{fondos}}$  (Volumen de los fondos) =  $0,34 \text{ m}^3$ .

$\rho$  (Densidad del agua) =  $1.000 \text{ Kg/m}^3$ .

$D$  (Diámetro de la columna) =  $1,50 \text{ m}$ .

$H$  (altura de la columna sin fondos) =  $7,40 \text{ m}$ .

**- Resultado:**

**$W_{\text{agua}} = 13.416,88 \text{ Kg.}$**

Se obtiene un peso final de columna llena de agua,  $W_{total}$ , de:

$$W_{total} = W_{columna} + W_{agua}$$

**- Resultado:**

**$W_{total} = 17598,00 \text{ Kg.}$**

**A3.5.2. Sección de la columna.**

La sección de la columna, A, sin contar con el sobreespesor para la corrosión se obtendrá como:

$$A = \left(\frac{\Pi}{4}\right) \cdot (D_o^2 - (D + 2 \cdot c)^2)$$

Siendo, A = Sección de la columna cm<sup>2</sup>.

Do (Diámetro exterior de la envolvente) = 152 cm.

D (Diámetro interno de la envolvente) = 150 cm.

c (Sobreespesor de la envolvente) = 1,50 mm.

**- Resultado:**

**$A = 404,00 \text{ cm}^2.$**

Dividiendo el peso de la columna llena de agua,  $W_{agua}$ , entre la sección, A, obtenemos la tensión debida al peso,  $\sigma_{peso}$ :

$$\sigma_{peso} = \frac{W_{total}}{A}$$

**- Resultado:**

$$\sigma_{\text{peso}} = 43,56 \text{ Kg/cm}^2.$$

**A3.5.3. Tensión debida a la presión interna.**

La tensión debido a la presión interna,  $\sigma_{p.int}$ , se obtiene como:

$$\sigma_{\text{presión interna}} = P \cdot \left( \frac{D + 2 \cdot c}{4 \cdot (e - c)} \right)$$

Siendo,  $\sigma_{p.int}$  = tensión debida a la presión interna (Kg/cm<sup>2</sup>).

P (Presión de diseño) = 1,14 Kg/cm<sup>2</sup>.

D (Diámetro de la columna) = 1,50 m.

c (sobreespesor para la corrosión) = 1,50 mm.

e (Espesor de la chapa de la envolvente) = 10 mm.

**- Resultado:**

$$\sigma_{p.int} = 50,00 \text{ Kg/cm}^2.$$

**A3.5.4. Tensión debida al viento.**

La tensión debida al viento,  $\sigma_{viento}$ , se determina mediante la expresión, que en caso de las columnas expuestas abiertamente a la acción del viento, es:

$$\sigma_{\text{viento}} = \frac{M_V}{Z}$$

Siendo,  $\sigma_{viento}$  = tensión debida al viento (kg/cm<sup>2</sup>).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Mv (movimiento debido al viento) = 917.427,00 kg cm.

Z (Modulo de resistencia) = 15.168,00 cm<sup>3</sup>.

El movimiento debido a la acción del viento, Mv, se determina mediante la siguiente expresión:

$$M_V = P_e \cdot D_C \cdot \left(\frac{H^2}{2}\right)$$

Siendo, Mv = movimiento debido a la acción del viento (Kg/cm).

Pe (Presión efectiva del viento) = 0,009375 Kg/cm<sup>2</sup>.

Dc(Diámetro exterior columna incluyendo aislante)=155,00cm.

H (Altura de la columna) = 806,00 cm.

La presión efectiva del viento, Pe, se obtiene conforme a lo establecido en la Norma NBE-EA-95, correspondiente a “estructuras de acero en la edificación”:

$$P_e = P_v \cdot C \cdot K \cdot m \cdot 10^{-4}$$

Siendo, Pe = Presión efectiva del viento (Kg/cm<sup>2</sup>).

Pv (Presión dinámica del viento) = 100 Kg/m<sup>2</sup>.

C (Coeficiente eólico) = 0,6.

K (factor eólico de esbeltez) = 1,25.

m (Coeficiente debido a escaleras, tuberías, etc) = 1,25.

Los valores para cada término de la ecuación para la obtención de la presión efectiva, Pe, se obtienen de datos tabulados (Ver tabla A3.1, tabla A3.2, tabla A3.3 y tabla A3.4).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

*Tabla A3.1. Presión dinámica del viento, según NORMA NBE-EA-95.*

ALTURA DE LA CORONACIÓN (m)		VELOCIDAD DEL VIENTO (m/s <sup>2</sup> )	Pv (Kg/m <sup>2</sup> )
NORMAL	EXPUESTA		
0 – 10	-	28	50
11 – 30	-	34	75
31 – 100	0 – 30	40	100
> 100	31 – 100	45	125
-	> 100	49	150

*Tabla A3.2. Coeficiente eólico, según NORMA NBE-EA-95.*

CLASE DE CONSTRUCCIÓN	COEFICIENTE EÓLICO, C
Construcciones prismáticas: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Rectangular o combinación.</li> <li>• Ortogonal o combinación.</li> </ul>	1.2 1.0
Construcciones cilíndricas: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Superficie rugosa o nervada.</li> <li>• Superficie muy lisa.</li> </ul>	0.8 0.6
Construcciones esféricas: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Esféricas o semiesféricas.</li> <li>• Casquetes esféricos de H/D·1/4</li> </ul>	0.4 0.2

*Tabla A3.3. Factor eólico de esbeltez, según NORMA NBE-EA-95.*

ESBELTEZ (H/D)	1 - 5	10	60
K	1	1.25	1.50

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla A3.4. Factor m debido a escaleras, pescantes, etc, según NORMA NBE-EA-95.*

DIÁMETRO EXTERIOR (mm)	m
D · 500	1.50
500 < D · 1000	1.40
1000 < D · 1500	1.30
1500 < D · 2000	1.25
2000 < D · 2500	1.20
2500 < D	1.15

Para el rango de temperaturas de operación de nuestra columna, se obtiene un espesor de aislamiento de 1 ½ in. (Ver apartado A3.6.4).

$$D_c = D_o + (2 \cdot e_{\text{aislante}})$$

**- Resultado:**

**Pe = 0,009375 Kg/cm<sup>2</sup>.**

**Dc = 155,00 m.**

**Mv = 472.001,00 Kg cm.**

El modulo de resistencia, Z, se calculará a través de la expresión:

$$Z = \Pi \cdot \left( \frac{D_o^4 - (D + 2 \cdot c)^4}{32 \cdot D_o} \right)$$

**- Resultado:**

**Z = 15.168,00 cm<sup>3</sup>.**

Por lo que la tensión debida al viento,  $\sigma_{\text{viento}}$ , tendrá un valor de:

**- Resultado:**

$$\sigma_{\text{viento}} = 31,48 \text{ kg/cm}^2.$$

### **A3.6. RESISTENCIA A LAS TENSIONES.**

#### **A3.6.1. Fatiga a tracción.**

Se obtiene sumando la tensión debida al viento,  $\sigma_{\text{viento}}$ , la debida a la presión interna,  $\sigma_{p.\text{int}}$ , y la debida al peso,  $\sigma_{\text{peso}}$ .

$$\sigma_{\text{tracción}} = \sigma_{\text{viento}} + \sigma_{p.\text{interna}} + \sigma_{\text{peso}}.$$

**- Resultado:**

$$\sigma_{\text{tracción}} = 125,04 \text{ Kg/cm}^2 < 1181,40 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (Límite de tracción).}$$

#### **A3.6.2. Fatiga a compresión.**

Se obtiene sumando la tensión debida al viento,  $\sigma_{\text{viento}}$ , y la debida al peso,  $\sigma_{\text{peso}}$ , y restándole la debida la presión interna,  $\sigma_{p.\text{int}}$ .

$$\sigma_{\text{tracción}} = \sigma_{\text{viento}} - \sigma_{p.\text{interna}} + \sigma_{\text{peso}}$$

**- Resultado:**

$$\sigma_{\text{tracción}} = 25,04 \text{ Kg/cm}^2 < 1.969,00 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (Límite de compresión).}$$

#### **A3.6.3. Fatiga a pandeo.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se obtiene sumando la tensión debida al viento,  $\sigma_{viento}$  y la debida al peso,  $\sigma_{peso}$ .

$$\sigma_{tracción} = \sigma_{viento} + \sigma_{peso}$$

**- Resultado:**

$\sigma_{pandeo} = 75,04 \text{ Kg/cm}^2 < 796,00 \text{ Kg/cm}^2$  (Límite de compresión).

**A3.6.4. Espesor aislante de la columna.**

Para el rango de temperaturas de operación de la columna que va desde 36.5 °C a 99.4°C (97.7 F a 210.9 F), se tiene una espesor de aislante térmico de 1 ½ in (3.81 cm) (ver tabla A3.5).

i

*Tabla A3.5. Espesor económico de aislamiento (lana de vidrio), en in.*

TEMPERATURA D ELA SUPERFICIE, (F).				
100 - 199	200 - 299	300 - 399	400 - 499	500 - 599
1 ½	1 ½	1 ½	1 ½	1 ½

## **ANEXO 4. EQUIPOS PARA LA TRANSMISIÓN DE CALOR.**

### **A4.1. REBOLIER INUNDADO.**

Si solo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede considerar el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor,  $Q$ , perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas, como pueden ser calor de mezclado, calor sensible (aumento de temperatura al producirse el equilibrio) frente al calor latente (cambio de estado). Es cuando se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T$$

Siendo,  $A$  = superficie total de intercambio del aparato.

$U$  = coeficiente de transmisión global.

$\Delta T_m$  = diferencia de temperatura media entre los dos fluidos.

$A$ , es una característica geométrica calculable,  $U$  es función de la disposición interna de los tubos, del numero de pasos y de las características del movimiento de los fluidos y de los propios fluidos, aunque adoptaremos un valor medio para el cálculo del aparato.

Se saben las características de las corrientes que entran y salen del reboiler:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

*Tabla A4.1. Características de las corrientes de entrada y salida al reboiler.*

	<b>Qm (Kg/h)</b>	<b>Qm (lb/h)</b>	<b>Cp ( KCal/kg h)</b>	<b>T<sup>a</sup> (K)</b>
<b>Corriente que entra al reboiler ( L´ )</b>	18.737,06	41.308,4	0,587	372
<b>Corriente que se envía a columna ( V´ )</b>	13.294,41	29.309,16	0,377	372,4
<b>Corriente que se envía a TA-3 ( W )</b>	5.477,21	12.075,21	0,586	372,2

La cantidad de calor necesaria a aportar al reboiler, Q:

$$Q = (L' \cdot Cp \cdot T) - (V' \cdot Cp \cdot T) - (W \cdot Cp \cdot T)$$

Los valores de Cp, están obtenidos de datos bibliográficos.

**Resultado:**

**Q = 1.030.416 KCal/ h.**

Utilizando como fluido calefactor vapor de baja presión, el caudal necesario de vapor, mc, es de:

$$mc = \frac{Q}{\lambda}$$

Siendo, mc = Caudal másico de vapor a introducir (kg/h).

Q (Calor aportado en el reboiler) = 1.030.416 KCal/h.

λ (Calor latente del vapor) = 457,9 KCal/kg.

**Resultado:**

**mc = 2.250 Kg/h = 4.960,5 lb/h.**

#### A4.1.1. Diferencia verdadera de temperatura.

La diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta T$ , se define como: el producto entre la diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , y un factor de corrección,  $F_T$ , que a su vez depende de dos factores más (E y R). Se obtiene por métodos gráficos (ver figura A8.13):

$$\Delta T = \Delta T_{ml} \cdot F_T$$

La diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , se define:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Siendo,  $t_1$  (Temperatura de entrada de colas al reboiler) = 99 °C  
= = 372 K = 210,2 F.

$t_2$  (Temperatura de salida de colas del reboiler) = 99,4 °C  
= = 372,4 K = 210,9 F

$T_1$  (Temperatura de entrada del vapor al reboiler) = 120 °C  
= = 393 K = 248 F.

$T_2$  (Temperatura de salida del vapor al reboiler) = 120 °C  
= = 393 K = 248 F

El factor  $F_T$ , es función de dos parámetros adimensionales, E y R, y se obtienen:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

Como las temperaturas de salida y de entrada del vapor,  $t_1$  y  $t_2$ , de baja presión al reboiler coinciden,  $R = 0$ . Para este tipo de casos, el valor de la diferencia media de temperatura logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , es igual a la diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta T$ .

**Resultados:**

$$\Delta T_{ml} = \Delta T = 20,8 \text{ }^\circ\text{C} = 37,45 \text{ F.}$$

**A4.1.2. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño  
 $U'd$ .**

Se comenzará el cálculo estimando un coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño,  $U'd$  en función de la naturaleza de los fluidos y de la experiencia industrial, que ha permitido establecer valores medios (ver figura A8.14).

Los fluidos que circulan por el reboiler, son isooctano (hidrocarburo ligero, ya que su viscosidad está por debajo de 0,5 cp) y vapor de agua, se escoge un valor para  $U'd = 125 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F}$ ,  $U'd = 610 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , una vez seleccionado este coeficiente, se calcula el área necesaria para esta transferencia de calor, A:

$$A = \frac{Q}{U'd \cdot \Delta T}$$

Siendo, A = área de transferencia ( $\text{ft}^2$ )

Q (Calor aportado en el reboiler) = 4.089.021,5 BTU/h.

$U'd$  (coeficiente global de transmisión de calor sucio)  
= = 125 BTU/ h  $\text{ft}^2 \text{ F}$

$\Delta T$  (diferencia verdadera de temperatura) = 37,45 F.

**Resultado:**

**A = 874 ft<sup>2</sup>.**

**A4.1.3. Número de tubos y diámetro de la carcasa.**

Se escoge para el diseño de este reboiler tubos de 0,75 pulgadas de diámetro exterior, un espesor de calibre 16 BWG y una longitud de 20 ft. Para la estimación del número de tubos,  $N_t$ , (ver figura A8.15):

$$N_t = \frac{A}{\Pi \cdot D_e \cdot L}$$

Siendo,  $N_t$  = número de tubos.

A (Área de transferencia estimada) = 874 ft<sup>2</sup>.

$D_e$  (Diámetro exterior) = 0,75 in.

L (Longitud de los tubos) = 20 ft.

**Resultado:**

**$N_t = 223$  tubos.**

Se obtienen 223 tubos, pero el número final de tubos,  $N_t$ , y el diámetro interior de la carcasa,  $D_c$ , se obtienen a partir de tablas. Se escogerán para el diseño de este reboiler, una disposición de los espejos de tubos con arreglo triangular con un pitch o distancia entre centros,  $p'$ , de 15/16 pulgadas con doble paso en el lado de los tubos (ver figura A8.14).

En el diseño de reboiler, un parámetro muy importante a tener en cuenta, es que su diseño permita una pérdida de carga muy pequeña, para ello se diseña sin deflectores segmentados, únicamente se utilizara

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

una placa soporte insertada en la mitad del haz de tubos, por lo que el fluido tendrá que efectuar doble paso en el interior de la carcasa.

El fluido calefactor circulará a través del haz de tubos, mientras que el isooctano o fluido frío lo hará a través de la carcasa.

**Resultados:**

**Nt = 224 tubos.**

**Dc = 17 ¼ in.**

Una vez se tienen el número de tubos, Nt, el área de transferencia,  $A_{transferencia}$ , será:

$$A_{transferencia} = Nt \cdot (\Pi \cdot De \cdot L)$$

**Resultado:**

**At = 880,32 ft<sup>2</sup>.**

**A4.1.4. Temperaturas calóricas.**

Las temperaturas calóricas, Tc y tc, se definen como las temperaturas medias de los dos fluidos. Ambas temperaturas dependen del factor Fc:

$$Tc = T_2 + F_C \cdot (T_1 - T_2)$$

$$tc = t_1 + F_C \cdot (t_2 - t_1)$$

El factor Fc, se puede estimar, ya que sus valores vienen tabulados (ver figura A8.17).

El reboiler diseñado, tiene una diferencia media de temperatura logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , menor de 30 °C y una diferencia de temperaturas entre las corrientes de entrada y salida de ambos fluidos (isooctano y vapor de agua) menor de 60 °C, por lo que **Fc = 0.5** .

**Resultado:**

**Tc = 120 °C = 248 F.**

**tc = 99,2 °C = 210,6 F.**

**A4.1.5. Velocidad másica en la carcasa (Gs).**

Se define la velocidad másica en la carcasa, Gs:

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

Siendo, Gs = velocidad másica en la carcasa (lb/ft<sup>2</sup>)

Ws (Caudal másico de isooctano en el reboiler) =  
= 41.308,5 lb/h.

As (Área transversal de flujo en la carcasa) = 0,47 ft<sup>2</sup>.

$$a_s = \frac{1}{2} \cdot (\text{áreacarcasa} - \text{áreatubos}) = \frac{1}{2} \cdot \left( \frac{\Pi \cdot D_c^2}{4} - \frac{N_t \cdot \Pi \cdot D_e^2}{4} \right)$$

Siendo, Dc (Diámetro interior de la carcasa) = 17,25 in.

Nt (Número de tubos) = 224.

De (Diámetro exterior de tubo) = 0,75 in.

**Resultado:**

**Gs = 87.891 lb/ ft<sup>2</sup> h.**

#### **A4.1.6. Velocidad másica en los tubos (Gt).**

Se define la velocidad másica en los tubos, Gt:

$$Gt = \frac{Wt}{at}$$

Siendo, Gt = velocidad másica en los tubos (lb/ft<sup>2</sup>)

Ws (Caudal másico de vapor en los tubos del reboiler) =  
= 4.960,50 lb/h.

At (Área transversal de flujo del haz de tubos) = 0,23 ft<sup>2</sup>.

$$at = \frac{Nt \cdot at'}{nt}$$

Siendo, Nt (número de tubos) = 224.

at' (área de flujo de cada tubo) = 0,302 in.

nt (número de pasos en el haz) = 2.

El valor del área de flujo de cada tubo, at', se obtiene de las características de los tubos de los intercambiadores (ver figura A8.15).

#### **Resultado:**

**Gt = 21567.1 lb/h ft<sup>2</sup>.**

#### **A4.1.7. Coeficiente de película interna (h<sub>io</sub>).**

El coeficiente de película interno, h<sub>io</sub>, es la inversa de la resistencia a la transmisión de calor que opone en este caso el vapor de agua que circula por el interior de los tubos.

La velocidad de circulación del vapor de agua de baja presión por los tubos es siempre lo suficientemente pequeña para que el coeficiente de película ( $h_{io}$ ), solamente dependa de la diferencia de temperaturas de la pared y del vapor que circula en el interior del haz, es por ello que se toma un valor recomendado por la bibliografía  $h_{io} = 1500 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F}$ .

#### **A4.1.8. Coeficiente de película externo ( $h_o$ ).**

El coeficiente de película externo,  $h_o$ , es la inversa de la resistencia a la transmisión de calor que ofrece el fluido (isooctano) que circula por la carcasa en contacto con el haz de tubos.

En el reboiler diseñado, se suprimen las placas deflectoras, ya que es necesario que la caída de presión producida sea mínima, por lo que se considera que el comportamiento del fluido circulante por la carcasa, sea análogo al de un fluido circulante en el interior de un tubo.

El coeficiente de película externa se define:

$$h_o = jh \cdot \frac{K}{De} \cdot \left( \frac{Cp \cdot \mu}{K} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \Phi_s$$

Siendo,  $h_o$  = coeficiente de película externo (BTU/h ft<sup>2</sup> F)

$jh$  (Funciones de transmisión para líquidos y gases) = 35.

$Re$  (numero de Reynolds) = 8.935

$K$  (Conductividad térmica del isooctano a la temperatura calórica en la pared de la carcasa) = 0,282 BTU/h ft<sup>2</sup> F

$Cp$  (Capacidad calorífica del isooctano a temperatura calórica en la pared de la carcasa  $t_c$ ) = 0,587 BTU/ lbm F.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$\mu$  (viscosidad del isooctano a la temperatura calórica en la pared de la carcasa  $t_c$ ) = 0,423 lb/h ft.

$\Phi_s$  (Coeficiente de viscosidad) = 0,98  $\cong$  1.

$De$  (Diámetro equivalente de la carcasa) = 0,043 ft.

El diámetro equivalente de carcasa,  $De$ , esta relacionado con el perímetro mojado, y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$De = \frac{4 \cdot as}{\text{perímetro mojado}} = \frac{4 \cdot as}{\Pi \cdot De \cdot nt}$$

El termino  $jh$ , se obtiene gráficamente y es función del número de Reynolds,  $Re$ , como se ha dicho anteriormente, el comportamiento de la carcasa al no tener deflectores, se puede considerar análogo al comportamiento de un fluido en el interior de un tubo, por lo que se utilizará la gráfica para el interior de los tubos (ver figura A8.18).

$$Re = \frac{Gs \cdot De}{\mu}$$

El termino  $\Phi_s$ , relaciona la viscosidad del fluido que circula por la carcasa (isooctano) medida a la temperatura calórica en la pared de la carcasa  $t_c$ , y la viscosidad del fluido que circula por el interior de la carcasa (isooctano) a la temperatura de la pared del tubo, al estar en régimen turbulento, se usa esta expresión:

$$\Phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14}$$

Todos los valores de las propiedades del isooctano, tales como la viscosidad,  $\mu$ , conductividad térmica, K, y capacidad calorífica, Cp, están obtenidos de datos bibliográficos.

**-Resultado:**

$$h_o = 220 \text{ BTU/ h ft}^2 \text{ F.}$$

**A4.1.9. Coeficiente de transmisión de calor limpio  $U_c$ .**

Se define como:

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

Este coeficiente de transmisión,  $U_c$ , no tiene en cuenta las incrustaciones, ya que cuando el intercambiador entra en servicio, estas incrustaciones son nulas. Por lo tanto en este coeficiente solo influyen las resistencias a la transmisión de calor por convección,  $h_o$  y  $h_{io}$ .

$$\text{Siendo, } h_o = 220 \text{ BTU/ h ft}^2 \text{ F.}$$

$$h_{io} = 1.500 \text{ BTU/ h ft}^2 \text{ f}$$

**-Resultado:**

$$U_c = 192,0 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F.}$$

**A4.1.10. Coeficiente de transmisión de calor sucio o de diseño  $U_d$ .**

Este coeficiente si incluye las resistencias debidas a incrustaciones, y puede calcularse a partir de la forma integrada de la

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

ecuación de Fourier para el estado estable, que se define:

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T \rightarrow U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

Siendo,  $U_d$  = coeficiente transmisión de calor sucio (BTU/h ft<sup>2</sup> F).

$Q$  (Calor aportado en el reboiler) = 4.089.021,5 BTU/h.

$\Delta T$  (Diferencia verdadera de temperatura) = 37,45 F.

$A$  (Área total de transferencia) = 880,32 ft<sup>2</sup>.

El área total de transferencia,  $A$ , se obtendrá multiplicando el número total de tubos que posee el reboiler,  $N_t$ , por la superficie de cada tubo:

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L$$

Siendo,  $N_t$  (número de tubos) = 224 tubos.

$L$  (Longitud de los tubos) = 20 ft.

$a''$  (Superficie exterior por pie lineal) = 0,1963 ft/ft<sup>2</sup>.

Siendo  $a''$  la superficie exterior por pie lineal, se obtiene a partir de las características de los tubos de los intercambiadores (ver figura A8.15).

**-Resultado:**

**$U_d = 124 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F.}$**

El valor obtenido, se encuentra entre los valores típicos de coeficiente de transmisión de diseño,  $U_d$ , cuyos valores se encuentran entre 100–200 BTU/h ft<sup>2</sup> F.

#### **A4.1.11. Factor de obstrucción Rd.**

Cuando los aparatos de transferencia de calor han estado en servicio por algún tiempo, se le depositan basuras e incrustaciones en la parte interior y exterior de los tubos. Esta resistencia adicional reduce el valor original de  $U_d$ , y la cantidad de calor,  $Q$ , ya no se transfiere por la superficie original  $A$ . para obviar esta eventualidad, es costumbre diseñar el equipo anticipando la depositación de basuras e incrustaciones, introduciendo una resistencia,  $R_d$ .

El valor de este coeficiente no solo depende de la naturaleza del fluido, sino también de su temperatura, de su origen y de su velocidad de circulación, el cual se define:

$$R_d = \frac{U_d - U_c}{U_d \cdot U_c}$$

Siendo,  $U_d = 124 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F}$ .

$U_c = 192.0 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F}$ .

**- Resultado:**

**$R_d = 0.0023 > 0.001$ .**

El valor obtenido, es superior al mínimo aconsejado para este tipo de reboilers, lo que nos permite la operación durante un tiempo aconsejado.

#### **A4.1.12. Caída de presión en la carcasa APs.**

El comportamiento del fluido en el interior de la carcasa, puede

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

considerarse análogo al comportamiento de un fluido en el interior de un tubo, por lo que para el cálculo de la caída de presión en la carcasa,  $\Delta P_s$ , se usará la ecuación referente a la caída de presión en el interior de los tubos,  $\Delta P_s$ , la cual se define:

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot ns}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot De' \cdot s \cdot \Phi_s}$$

Siendo,  $\Delta P_s$  = caída de presión en la carcasa (lb/in<sup>2</sup>).

f (Factor de fricción en la carcasa) = 0,00028.

G<sub>s</sub> (Velocidad másica en la carcasa) = 87.891 lb/ft<sup>2</sup> h.

L (Longitud de la carcasa) = 20 ft.

ns (número de pasos en el interior de la carcasa) = 2.

De' (Diámetro equivalente de carcasa) = 0,039 ft.

s (Gravedad específica del isooctano) = 0,043 lb/ft<sup>3</sup>.

Φ<sub>s</sub> (Coeficiente de viscosidad) = 0,98 ≅ 1.

Re (número de Reynolds) = 8.180.

El termino f, se obtiene gráficamente y es función del número de Reynolds, como se ha dicho anteriormente, el comportamiento de la carcasa al no tener deflectores, se puede considerar análogo al comportamiento de un fluido en el interior de un tubo, por lo que se utilizará la gráfica para el interior de los tubos (ver figura A8.19).

$$Re_s = \frac{G_s \cdot D_c}{\mu}$$

Para el cálculo de caída de presión en el lado de la carcasa,  $\Delta P_s$ , la fricción no solamente se origina por la resistencia del tubo exterior (carcasa), sino también es afectada por la superficie exterior del tubo interior (haz de tubos). Por lo tanto el diámetro equivalente de carcasa,

De', esta relacionado con el perímetro mojado de fricción, y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$De' = \frac{4 \cdot as}{\text{perímetro mojado de fricción}} = \frac{4 \cdot as}{(Nt \cdot \Pi \cdot De + \Pi \cdot Dc)}$$

El termino  $\Phi_s$ , relaciona la viscosidad del fluido que circula por la carcasa (isooctano) medida a la temperatura calórica en la pared de la carcasa  $t_c$ , y la viscosidad del fluido que circula por el interior de la carcasa (isooctano) a la temperatura de la pared del tubo, al estar en régimen turbulento, se usa esta expresión:

$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14}$$

Todos los valores de las propiedades del isooctano, tales como la viscosidad,  $\mu$ , y gravedad específica,  $s$ , están obtenidos de datos bibliográficos.

**- Resultado:**

$$\Delta P_s = 1,0 \text{ lb/in}^2 < 10,0 \text{ lb/in}^2.$$

La caída de presión no se ha excedido del valor aconsejado para este tipo de equipos, por lo tanto el reboiler es satisfactorio para este servicio.

**A4.1.13. Caída de presión en los tubos APt.**

Según la bibliografía consultada, para este tipo de intercambiadores sin placas deflectoras, en el haz de tubos, la pérdida de

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

carga en el haz de tubos,  $\Delta P_t$ , se calculará, análoga al la caída de presión en la carcasa,  $\Delta P_t$ , solo que su valor será la mitad:

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_t}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_i \cdot s \cdot \Phi_t}$$

Siendo,  $\Delta P_t$  = caída de presión en los tubos (lb/in<sup>2</sup>).

f (Factor de fricción en el haz tubular) = 0,0002.

G<sub>t</sub> (Velocidad másica en los tubos) = 21.567,10 lb/ft<sup>2</sup> h.

L (Longitud del haz tubular) = 20 ft.

n<sub>s</sub> (número de pasos en el haz tubular) = 2.

D<sub>i</sub>(Diámetro interior de los tubos) = 0,0516 ft.

S (Gravedad específica del vapor de agua a baja presión)=  
= 0,0035 lb/ft<sup>3</sup>.

$\Phi_s$  (Coeficiente de viscosidad) = 1.

Re (Número de Reynolds) =33.700

El termino f, se obtiene gráficamente y es función del número de Reynolds, Re<sub>t</sub>, se utilizará la gráfica para el interior de los tubos (ver figura A8.19).

$$Re_t = \frac{G_s \cdot D_i}{\mu}$$

El diámetro interior de los tubos, D<sub>i</sub>, se obtiene mediante el diámetro exterior y el espesor BWG (ver figura A8.15).

El termino  $\Phi_s$ , relaciona la viscosidad del vapor de agua de baja presión medido a la temperatura calórica en la pared de los tubos T<sub>c</sub>, y la viscosidad del vapor a la temperatura de la pared del tubo, al estar en régimen turbulento, se usa esta expresión:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14}$$

Se considera que ambas temperaturas son las mismas, por lo que  $\Phi_t$  es igual a la unidad.

El término referente a la gravedad específica del agua,  $s$ , se obtiene mediante la relación de la densidad del vapor de agua,  $\rho_V$ , y la densidad del agua,  $\rho_L$ , a 25 °C:

$$s = \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

**- Resultado:**

$$\Delta P_s = 0,2 \text{ lb/in}^2 < 1,0 \text{ lb/in}^2.$$

Como el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser menor de 1 lb/ in<sup>2</sup>, por lo tanto nos aseguramos el correcto funcionamiento, para este tipo de servicio.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**A4.1.14. Resultados finales reboiler inundado.**

*Tabla A4.2 Resultados obtenidos para el diseño del reboiler.*

<b>Tipo de intercambiador</b>	<b>Carcasa y tubos 2-2</b>
<b>Calor total transferido (KJ/h)</b>	4.314.146
<b>Masa de fluido refrigerante (Kg/h)</b>	2.250
<b>Área de transferencia (ft<sup>2</sup>)</b>	880,32
<b>Diámetro de carcasa (in)</b>	17 ¼
<b>Nº tubos</b>	224
<b>Diámetro exterior tubos (in)</b>	¾
<b>Espesor BWG</b>	16
<b>Pitch (in)</b>	15/16
<b>Longitud tubos (ft)</b>	20
<b>Disposición tubos</b>	triangular
<b>Nº deflectores</b>	-
<b>Factor de obstrucción &gt; 0.001</b>	0,023
<b>Caída de presión carcasa (Kg/cm<sup>2</sup>) &lt; 0.7</b>	0,07
<b>Caída presión tubos (Kg/cm<sup>2</sup>) &lt; 0.07</b>	0,014

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

#### A4.2 AERORREFRIGERANTE.

Se necesita determinar el calor de condensación,  $\Delta H_c$ , de ambos compuestos, para ello se utiliza una ecuación empírica que la bibliografía recomienda para estos casos, se acudirá a la ecuación de Riedel:

$$\Delta H_c = R \cdot T_n \cdot (1.092 \cdot \ln(P_c/1.013)/(0.93 - T_{rn}))$$

Siendo,  $\Delta H_c$  = Entalpía de condensación (J/mol).

R (constante universal de los gases) = 8,314 J/mol K.

$T_n$  = Temperatura normal de ebullición (K).

$P_c$  = Presión crítica (bar).

$T_{rn}$  = Temperatura de ebullición reducida (K).

Tabla A4.3 Resultados de las entalpías de condensación.

	<b>P<sub>c</sub></b> <b>(bar)</b>	<b>T<sub>c</sub></b> <b>(K)</b>	<b>T<sub>n</sub></b> <b>(K)</b>	<b>T<sub>rn</sub></b>	<b>ΔH<sub>c</sub></b> <b>(J/mol)</b>	<b>ΔH<sub>c</sub></b> <b>(Kcal/Kmol)</b>
<b>n-pentano</b>	33,7	469,7	309,3	0,6585	33.193,75	7.941,09
<b>isooctano</b>	25,7	544	372,4	0,6846	44.550,30	10.658

El calor retirado en el condensador,  $q_c$ , se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$q_c = \sum(y_i \cdot \Delta H_c) \cdot V$$

Tabla A4.4 Resultado de las entalpías de condensación para cada compuesto.

	<b>Y<sub>i</sub> molar</b>	<b>V (Kmol/h)</b>	<b>ΔH<sub>c</sub> (Kcal/h)</b>
<b>n- pentano</b>	0,99	117,30	922.174,96

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

	Yi molar	V (Kmol/h)	$\Delta H_c$ (Kcal/h)
isooctano	0,01	1,18	125,75

**- Resultado:**

**$q_c = 922.300,7 \text{ Kcal/h.}$**

El caudal másico de aire,  $W_{\text{aire}}$ , necesario para conseguir la condensación del vapor, se obtiene como:

$$W_{\text{aire}} = \left( \frac{q_c}{C_{p_{\text{aire}}} \cdot (t_s - t_e)} \right) \cdot P_{m_{\text{aire}}}$$

Siendo,  $W_{\text{aire}}$  = Caudal másico de aire necesario para la condensación (Kg/h)

$q_c$  (Calor retirado en el calderín) = 922.300,7 Kcal/h

$C_{p_{\text{aire}}}$  (Capacidad calorífica del aire) = 6,97 KCal/Kmol °C.

$t_s$  (temperatura de salida del aire) = 32 °C.

$t_e$  (Temperatura entrada aire) = 25 °C.

$P_{m_{\text{aire}}}$  (Peso molecular aire) = 28,84 Kg/Kmol.

**- Resultado:**

**$W_{\text{aire}} = 545.176,31 \text{ kg/h.}$**

El peso molecular del aire,  $P_{m_{\text{aire}}}$ , y su capacidad calorífica,  $C_p$ , se han tomado de datos bibliográficos. Al igual que la temperatura del aire,  $t_e$ , que se ha estimado siguiendo una media, entre las temperaturas típicas de la zona donde se encuentra la torre.

#### A4.2.1. Diferencia verdadera de temperatura.

La diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta T$ , se define como: el producto entre la diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , y un factor de corrección,  $F_t$ , que a su vez depende de dos factores más (E y R). Se obtiene por métodos gráficos (ver figura A8.20):

$$\Delta T = \Delta T_{ml} \cdot F_t$$

La diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , se define:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Siendo,  $t_1$  (Temperatura entrada de aire al condensador) = 25 °C =  
= 298 K.

$t_2$  (Temperatura salida de aire en el condensador) = 32 °C  
= = 305 K.

$T_1$  (Temperatura entrada del destilado al condensador) =  
= 36,5 °C = 309,5K

$T_2$  (Temperatura salida del destilado del condensador) =  
= 35 °C = 308 K.

El factor  $F_t$ , es función de dos parámetros adimensionales, E y R, y se obtienen:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

El factor Ft que se obtiene, tiene un valor igual a la unidad, por lo que la verdadera diferencia de temperatura,  $\Delta T$ , es igual a la diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ .

**Resultados:**

$$\Delta T_{ml} = \Delta T = 5,66 \text{ }^\circ\text{C}.$$

**A4.2.2. Área de transferencia.**

El área total de transferencia, A, para este tipo de condensadores, se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$A = \frac{q_c}{U_{d_{\text{sup. aleteada}}} \cdot \Delta T}$$

Siendo, A = área de transferencia necesaria (m<sup>2</sup>).

$q_c$  (Calor retirado en el calderín) = 922.300,7 Kcal/h.

$U_d$  (coef. transmisión de calor diseño de sup. aleteada) =  
= 39,2 Kcal/°C m<sup>2</sup> h.

$\Delta T$  (diferencia verdadera de temperatura) = 5,66 °C.

El valor de  $U_d$ , se toma de datos bibliográficos para este tipo de condensadores, con aire como fluido refrigerante.

**- Resultado:**

$$A = 4.157 \text{ m}^2.$$

**A4.2.3. Área total ocupada por los tubos y número de tubos.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

El área total ocupada por los tubos,  $A_{\text{tubos}}$ , se estimará en función de la ecuación integrada de Fourier, siendo el valor del coeficiente de transmisión de calor de diseño,  $U_d$ , que según datos bibliográficos, tendrá un valor de  $U_d = 200 \text{ Kcal/h } ^\circ\text{C m}^2$ , obteniéndose un valor de:

$$A_{\text{tubos}} = \frac{q_c}{U_d \cdot \Delta T}$$

Siendo,  $A_{\text{tubos}} = \text{Área total ocupada por los tubos (m}^2\text{)}$ .

$q_c$  (Calor retirado en el calderín) = 922.300,70 Kcal/h.

$U_d$  (coef. transmisión de calor de diseño de los tubos) =  
= 200 Kcal/ $^\circ\text{C m}^2 \text{ h}$ .

$\Delta T$  (diferencia verdadera de temperatura) = 5,66  $^\circ\text{C}$ .

**- Resultado:**

**$A_{\text{tubos}} = 814,75 \text{ m}^2$ .**

Se escoge para el diseño de este reboiler tubos de 1 pulgada de diámetro exterior, un espesor de calibre 11 BWG y una longitud de 30 ft. Para la estimación del número de tubos,  $N_t$ :

$$N_t = \frac{A}{\Pi \cdot D_e \cdot L}$$

Siendo,  $N_t = \text{número de tubos}$ .

$A$  (Área de transferencia estimada) = 814,75  $\text{m}^2$ .

$D_e$  (Diámetro exterior) = 0,0254 m.

$L$  (Longitud de los tubos) = 9,15 m.

**Resultado:**

**$N_t = 961 \text{ tubos}$ .**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se obtienen 961 tubos, como el condensador es horizontal, tendremos 8 filas de 121 tubos, por lo que se obtendrá un total de:

**Resultado final:**

**Nt = 968 tubos.**

**A4.2.4. Número de aletas.**

Se usaran tubos aleteados, se escogerá para este tipo de aerorefrigerante aletas tipo G, estas aletas se unen en forma de fleje e introducido en una ranura helicoidal continua practicada en el tubo. Tienen un espesor, e, de 0.4 mm y 69.85 mm de diámetro.

El numero de aletas por metro lineal de tubo, N<sup>o</sup>.aleta/metro<sub>linealtubo</sub>, se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$N^{\circ} \text{ aletas} / \text{metro}_{\text{linealtubo}} = \frac{A_{\text{totalaleta}}}{S_{\text{aleta}} \cdot Nt \cdot L}$$

Siendo,  $A_{\text{totalaletas}}$  (Área total ocupada por las aletas) = 3.342,25 m<sup>2</sup>.

Sup.aleta (Superficie ocupada por la aletas) = 0,00753 m.

Nt (Número de tubos) = 961 tubos.

L (Longitud de los tubos) = 9,15 m.

El área total de las aletas,  $A_{\text{totalaletas}}$ , se define como:

$$A_{\text{totalaletas}} = A - A_{\text{tubos}}$$

La superficie de la aleta,  $S_{aleta}$ , se obtiene como dos veces la superficie frontal de la aleta,  $S_{frontal\ aleta}$ , más la superficie debida al espesor,  $S_{espesor\ aleta}$  por lo tanto se obtiene que:

$$S_{aleta} = 2 \cdot S_{frontal\ aleta} + S_{espesor\ aleta} = 2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{aleta}^2 - D_e^2) + e_{aleta} \cdot \pi \cdot D_{aleta}$$

**- Resultado:**

**Nº.aleta/metro linealtubo = 51 aletas.**

**A4.2.5. Número de haces en el condensador.**

Para el dimensionamiento del haz del condensador aéreo, se debe de realizar de manera que este sea lo más cuadrado posible, ya que debe ser adecuado para la posterior introducción del ventilador, es por ello que vamos a definir la anchura del haz,  $A_h$ , como:

$$A_h = \frac{L}{4}$$

Siendo,  $A_h$  (anchura del haz) = 2,286 m.

$L$  (longitud de los tubos) = 9,15 m.

La bibliografía recomienda siempre una distribución de tubos en el haz de forma triangular, por lo tanto los tubos en el condensador se distribuirán de esta forma, con un pitch = 74.4 mm. Gracias a esta distribución, se obtendrá un número de tubos por ancho del haz,  $N_{tubos\ x\ haz}$ , de:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$N_{\text{tubosxhaz}} = \frac{Ah - 200}{p'} - 0.5$$

Siendo,  $N_{\text{tub.xhaz}}$  = Número de tubos por ancho del haz

Ah (Anchura del haz) = 2.286 mm.

$p'$  (Pitch) = 74,40 mm.

**- Resultado:**

**$N_{\text{tub.xhaz}} = 28$  tubos / haz.**

Si se ha calculado el número de tubos por fila,  $N_{\text{tubos x fila}}$ , y el número de tubos por ancho del haz,  $N_{\text{tubos x haz}}$ , se puede obtener el número de haces,  $N_h$ , mediante la siguiente expresión:

$$N_h = \frac{N_{\text{txf}}}{N_{\text{txh}}}$$

**-Resultado:**

**$N_h = 5$ .**

Se obtiene un condensador de 5 haces y 193 tubos por haz.

**A4.2.6. Anchura mínima del cabezal.**

Para determinar la anchura mínima del cabezal,  $A_c$ , se debe de tener en cuenta el espesor de las paredes del cabezal y las holguras necesarias entre la pared del cabezal y tubo, es por ellos que a la ecuación para determinarlas se le suma el valor de 200:

$$A_c = (N_{\text{tubosxhaz}} - 1) \cdot p' + D_{\text{aleta}} + 200$$

Siendo,  $A_c$  = Anchura mínima del cabezal (mm).

$N_{\text{tub.haz}}$  (Número de tubos por ancho del haz) = 28 tubos/fila.

$p'$  (Pitch) = 74,40 mm

$D_{\text{aleta}}$  (Diámetro de las aletas) = 69,85 mm.

**- Resultado:**

**$A_c = 2.315,85 \text{ mm.}$**

**A4.2.7. Anchura del haz.**

Se determina sumándole a la anchura mínima del cabezal 200mm.

**- Resultado:**

**$A_h = 2.515,85 \text{ mm.}$**

**A4.2.8. Anchura de la sección.**

Se determina mediante la siguiente expresión:

$$A_s = (A_h + 40) \cdot N_h + 60$$

Siendo,  $A_s$  = Anchura de la sección (m).

$A_h$  (Anchura del haz) = 2.515,85 mm.

$N_h$  (Número de haces) = 5.

**- Resultado:**

**$A_s = 12,84 \text{ m.}$**

#### **A4.2.9. Longitud del haz.**

Se obtiene sumándole a la longitud de los tubos, L, la profundidad de los cabezales. Se usaran cabezales estándares de 250 mm, por lo tanto:

$$Lh = L + 2 \cdot 250$$

Siendo, Lh = Longitud del haz (m).

$$L \text{ (Longitud de los tubos)} = 9,15 \text{ m}$$

#### **- Resultado:**

$$Lh = 9,65 \text{ m.}$$

#### **A4.2.10. Velocidad másica en los tubos (Gt).**

Se define la velocidad másica en los tubos, Gt:

$$Gt = \frac{Wt}{at}$$

Siendo, Gt = Velocidad másica en los tubos (lb/ft<sup>2</sup>)

$$Wt \text{ (Caudal másico de vapor en los tubos del condensador)} \\ = = 18.845,50 \text{ lb/h.}$$

$$at \text{ (Área transversal de flujo del haz de tubos)} = 3,04 \text{ ft}^2.$$

$$at = \frac{Nt \cdot at'}{nt}$$

Siendo, Nt (Número de tubos) = 961.

at' (Área de flujo de cada tubo) = 0,455 in.

nt (Número de pasos en el haz) = 1.

El valor del área de flujo de cada tubo, at', esta obtenido de las características de los tubos de los intercambiadores (ver figura A8.15).

**Resultado:**

**Gt = 6200 lb/h ft<sup>2</sup>.**

**A4.2.11. Caída de presión en el haz de tubos APt.**

Según la bibliografía consultada, para este tipo de condensadores sin placas deflectoras, en el haz de tubos, la pérdida de carga, ΔPt, se calculara, análoga al la caída de presión en la carcasa, solo que su valor será la mitad:

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot nt}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_i \cdot s \cdot \Phi_t}$$

Siendo, ΔPt = Caída de presión en los tubos (lb/in<sup>2</sup>).

f (Factor de fricción en el haz tubular) = 0,0002.

Gt (Velocidad másica en los tubos) = 6.200 lb/ft<sup>2</sup> h.

L (Longitud del haz tubular) = 30 ft.

ns (Número de pasos en el haz tubular) = 1.

Di (Diámetro interior de los tubos) = 0,063 ft.

s (Gravedad específica del vapor) = 8,80·10<sup>-4</sup> lb/ft<sup>3</sup>.

Φs (Coeficiente de viscosidad) = 1.

Re (Número de Reynolds) = 24.632.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

El termino  $f$ , se obtiene gráficamente y es función del número de Reynolds,  $Re_t$ , se utilizará la gráfica para el interior de los tubos (ver figura A8.19).

$$Re_t = \frac{Gs \cdot Di}{\mu}$$

El diámetro interior de los tubos,  $Di$ , se obtiene mediante el diámetro exterior y el espesor BWG (ver figura A8.15).

El termino  $\Phi_s$ , relaciona la viscosidad del n-pentano medido a la temperatura calórica en la pared de los tubos  $T_c$ , y la viscosidad del vapor a la temperatura de la pared del tubo, aunque la bibliografía consultada para el diseño de este tipo de equipos, propone adoptar el valor de la unidad.

El término referente a la gravedad específica del n-pentano,  $s$ , se obtiene mediante la relación de la densidad del vapor del n-pentano a la entrada y la densidad del agua a 25 °C:

$$s = \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

**- Resultado:**

$$\Delta P_s = 0,04 \text{ lb/in}^2 < 2,00 \text{ lb/in}^2.$$

La caída de presión que se produce en el condensador,  $\Delta P_s$ , es de 0,04 lb/in<sup>2</sup>, bastante menor que la permitida en el diseño de condensadores para la condensación de vapores simples (realmente es una mezcla binaria, pero se considera un vapor simple) es de 2 lb/in<sup>2</sup>.

#### **A4.2.12. Selección del ventilador.**

Los ventiladores comerciales usualmente utilizados para los aerorefrigerantes comprenden unos diámetros que van desde 4 a 18 ft, el diámetro del ventilador,  $D_{\text{ventilador}}$ , tendrá un valor aproximado de:

$$D_{\text{ventilador}} = 0.5 \cdot \sqrt{As \cdot L}$$

Siendo,  $D_{\text{vent}}$  = Diámetro del ventilador (ft).

As (anchura de la sección) = 12,84 m

L (Longitud de los tubos) = 9,15 m.

#### **- Resultado:**

**$D_{\text{vent}} = 18 \text{ ft.}$**

Se dispondrán 5 ventiladores que ocupen toda la superficie del haz de tubos. Con un diámetro de 18 ft cada uno.

#### **A4.2.13. Potencia de los ventiladores.**

La potencia ideal de los ventiladores,  $P_i$ , en Cv, se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$P_i = 0.04 \cdot S_f$$

La superficie frontal del haz,  $S_f$ , se calcula multiplicando la longitud del haz por la anchura:

$$S_f = As \cdot Lh$$

Siendo,  $S_f$  = superficie frontal del haz ( $\text{ft}^2$ ).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOOCTANO.

---

As (Anchura de la sección) = 12,84 m.

Lh (Longitud del haz) = 9,65 m.

**- Resultado:**

**S<sub>f</sub> = 1.338 ft<sup>2</sup>.**

Por lo que la potencia ideal de ventilación, P<sub>i</sub>, obtenida es:

**- Resultado:**

**P<sub>i</sub> = 53.52 Cv.**

Esta es la potencia requerida por el conjunto de ventiladores, si se tienen cinco, **la potencia ideal de cada uno es de 10.71 Cv.**

Según la bibliografía consultada, para este tipo de ventiladores la eficiencia total, E, es del 75% y que el rendimiento de los impulsores, η, es del 95%, se tendría una potencia final, P, en cada ventilador:

$$P = \frac{P_i}{E \cdot \eta}$$

Siendo, P = Potencia real de cada ventilador (Cv).

P<sub>i</sub> (Potencia ideal de cada ventilador) = 10,71 Cv.

E (Eficiencia total del ventilador) = 0,75.

η (Rendimiento de los impulsores) = 0,95.

**- Resultado:**

**P = 15,10 Cv.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

**A4.2.14. Resultados finales aerorrefrigerante.**

*Tabla A4.5 Resultados obtenidos para el diseño del condensador.*

Tipo de intercambiador	Aerorrefrigerante aéreo tiro forzado, con aletas tipo G.
Calor total transferido (KJ/h)	3.861.486
Masa de fluido refrigerante (Kg/h)	545.176,30
Área de transferencia (ft <sup>2</sup> )	4.157
Área de tubos (ft <sup>2</sup> )	814,75
Nº tubos	968
Nº filas	8
Nº tubos/fila	121
Nº aletas/metro lineal tubo	51
Nº haces condensador	5
Diámetro exterior tubos (in)	1
Espesor BWG	11
Pitch (mm)	74,40
Longitud tubos (ft)	30
Disposición tubos	triangular
Anchura mínima del cabezal (mm)	2.315,85
Anchura del haz (mm)	2.515,85
Anchura sección (m)	12,84
Longitud del haz (m)	9,65
Diámetro ventilador (ft)	18
P ventilador (cv)	15,10
Caida presión tubos (Kg/cm <sup>2</sup> ) < 0.14	0,0028

### **A4.3. INTERCAMBIADORES DE CALOR ADECUACIÓN DE LA CARGA.**

#### **A4.3.1. Intercambiador de calor IC-1, para precalentar la alimentación.**

##### **A4.3.1.1. Condiciones de operación.**

Si solo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede considerar el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor,  $Q$ , perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas, como pueden ser calor de mezclado, calor sensible (aumento de temperatura al producirse el equilibrio) frente al calor latente (cambio de estado). Es cuando se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Siendo,  $A$  = superficie total de intercambio del aparato.

$U$  = coeficiente de transmisión global.

$\Delta T_m$  = diferencia de temperatura media entre los dos fluidos.

$A$ , es una característica geométrica calculable,  $U$  es función de la disposición interna de los tubos, del numero de pasos y de las características del movimiento de los fluidos y de los propios fluidos, aunque adoptaremos un valor medio para el cálculo del aparato.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se saben las características de las corrientes que entran y salen del intercambiador:

*Tabla A4.6 Características corrientes de entrada y salida al cambiador.*

	<b>Xi</b>	<b>Qm (Kg/h)</b>	<b>Cp ( KCal/kg h)</b>	<b>T<sup>a</sup> (K)</b>
<b>Corriente que entra n-pentano (F)</b>	0,65	7.800	0,550	298
<b>Corriente que sale n-pentano (F)</b>	0,65	7.800	0,592	331,5
<b>Corriente que entra de isooctano (F)</b>	0,35	4.200	0,507	298
<b>Corriente que sale isooctano (F)</b>	0,35	4.200	0,543	331,5

La cantidad de calor necesaria a aportar al intercambiador, Q:

$$Q = (F \cdot Cp_{mediasalida} \cdot T_{salida}) - (F \cdot Cp_{mediantrada} \cdot T_{entrada})$$

Los valores de Cp, están obtenidos de datos bibliográficos.

**- Resultado:**

**Q = 322.476 KCal/ h.**

Utilizando como fluido calefactor vapor de baja presión, el caudal necesario de vapor. mc, es de:

$$mc = \frac{Q}{\lambda}$$

Siendo, mc = Caudal másico de vapor a introducir (kg/h).

Q (Calor aportado al intercambiador) = 322.476 KCal/h.

$\lambda$  (Calor latente del vapor de baja presión) = 457,90  
KCal/kg.

**Resultado:**

**mc = 704,25 Kg/h.**

**A4.3.1.2. Diferencia verdadera de temperatura.**

La diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta T$ , se define como: el producto entre la diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , y un factor de corrección,  $F_t$ , que a su vez depende de dos factores más,  $E$  y  $R$ . Se obtiene por métodos gráficos (ver gráfica A8.13):

$$\Delta T = \Delta T_{ml} \cdot F_t$$

La diferencia de temperatura media logarítmica se define:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Siendo,  $t_1$  (Temperatura entrada alimentación al intercambiador) =  
= 99°C = 372 K.

$t_2$  (Temperatura salida alimentación hacia intercambiador)  
= = 99,4 °C = 372,4 K.

$T_1$  (Temperatura de entrada del vapor al intercambiador) =  
= 140 °C = 413 K.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$T_2 \text{ (Temperatura salida vapor del intercambiador)} = 140 \text{ }^\circ\text{C} = 413 \text{ K.}$$

El factor  $F_t$ , es función de dos parámetros adimensionales,  $E$  y  $R$ , y se obtienen:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \qquad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

Como las temperaturas de salida y de entrada del vapor de baja presión al reboiler coinciden,  $R = 0$ . Para este tipo de casos, el valor de la diferencia media de temperatura logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , es igual a la diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta T$ .

**Resultados:**

$$\Delta T_{ml} = \Delta T = 77,04 \text{ }^\circ\text{C} = 93,15 \text{ F.}$$

**A4.3.1.3. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño.**

Se comenzará el cálculo estimando un coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño,  $U_d$ , en función de la naturaleza de los fluidos y de la experiencia industrial, que han permitido establecer valores medios (ver figura A8.14)

Los fluidos que circulan por el intercambiador, son isooctano y n-pentano (hidrocarburos ligeros, ya que sus viscosidades están por debajo de 0.5 cp) y vapor de agua, se escoge un valor para  $U_d = 125 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F}$ ,  $U_d = 610 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , una vez seleccionado este coeficiente, se calcula el área necesaria para esta transferencia de calor,  $A$ :

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T}$$

Siendo, A = Área de transferencia (ft<sup>2</sup>)

Q (Calor aportado en el intercambiador) = 1.279.688  
BTU/h.

Ud (Coeficiente global de transmisión de calor sucio) =  
= 125 BTU/h ft F

$\Delta T$  (Diferencia verdadera de temperatura) = 93,15 F.

**Resultado:**

**A = 73,84 ft<sup>2</sup>.**

**A4.3.1.4. Número de tubos y diámetro de la carcasa.**

Se escoge para el diseño de este intercambiador tubos de 1 pulgada de diámetro exterior, un espesor de calibre 14 BWG y una longitud de 8 ft. Para la estimación del número de tubos, Nt, (ver figura A8.15):

$$Nt = \frac{A}{\Pi \cdot De \cdot L}$$

Siendo, Nt = Número de tubos.

A (Área de transferencia estimada) = 73,84 ft<sup>2</sup>.

De (Diámetro exterior) = 1 in.

L (Longitud de los tubos) = 8 ft.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**Resultado:**

**Nt = 29 tubos.**

Se obtienen 29 tubos, pero el número final de tubos, Nt, y el diámetro interior de la carcasa, Dc, se obtienen a partir de tablas. Se escogerán para el diseño de este intercambiador, una disposición de los espejos de tubos con arreglo triangular con un pitch o distancia entre centros, p', de 1 ¼ pulgadas con doble paso en el lado de los tubos (ver figura A8.16).

El fluido calefactor circulará a través del haz de tubos, mientras que la alimentación o fluido frío lo hará a través de la carcasa.

**Resultados:**

**Nt = 32 tubos.**

**Dc = 10 in.**

Una vez se tienen el número de tubos, Nt, el área de transferencia,  $A_{trans}$ , será:

$$A_{trans} = Nt \cdot (\Pi \cdot De \cdot L)$$

**Resultado:**

**At = 83,52 ft<sup>2</sup>.**

El número de deflectores que tendrá el intercambiador se calcula mediante la expresión, (referida a pulgadas):

$$L_{max} = 0,74 \cdot D^{0,75}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**- Resultado:**

**Lmax = 74 in = 6,16 ft.**

El intercambiador tendrá dos deflectores para poder soportar el haz tubular.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**A4.3.1.5. Resultados finales para intercambiador IC-1.**

*Tabla A4.7 Resultados finales para intercambiador IC-1.*

<b>Tipo de intercambiador</b>	<b>Carcasa tubos 1-2</b>
<b>Calor total transferido (KJ/h)</b>	22.672,31
<b>Masa de fluido refrigerante (Kg/h)</b>	704,25
<b>Área de transferencia (ft<sup>2</sup>)</b>	83,52
<b>Diámetro de carcasa (in)</b>	10
<b>Nº tubos</b>	32
<b>Diámetro exterior tubos (in)</b>	1
<b>Espesor BWG</b>	14
<b>Pitch (in)</b>	1 ¼
<b>Longitud tubos (ft)</b>	8
<b>Disposición tubos</b>	Triangular
<b>Nº deflectores</b>	2

### **A4.3.2. Intercambiador de calor IC-2, para adecuar el destilado para su almacenamiento.**

#### **A4.3.2.1. Condiciones de operación.**

Si solo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede considerar el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor  $Q$  perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas, como pueden ser calor de mezclado, calor sensible (aumento de temperatura al producirse el equilibrio) frente al calor latente (cambio de estado). Es cuando se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Siendo,  $A$  = Superficie total de intercambio del aparato.

$U$  = Coeficiente de transmisión global.

$\Delta T_m$  = Diferencia de temperatura media entre los dos fluidos.

$A$ , es una característica geométrica calculable,  $U$  es función de la disposición interna de los tubos, del número de pasos y de las características del movimiento de los fluidos y de los propios fluidos, aunque adoptaremos un valor medio para el cálculo del aparato.

Se saben las características de las corrientes que entran y salen del intercambiador, como la corriente de destilado es muy pobre en isooctano, se considera como corriente pura en n-pentano:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla A4.8 Características corrientes de entrada y salida al cambiador.*

	<b>Qm (Kg/h)</b>	<b>Cp ( KCal/kg h)</b>	<b>T<sup>a</sup> (K)</b>
<b>Corriente que entra n-pentano (D)</b>	6.558,3	0,563	308
<b>Corriente que sale n-pentano (D)</b>	6.558,3	0,550	298

La cantidad de calor, Q, necesaria a aportar al intercambiador:

$$Q = (D \cdot Cp_{salida} \cdot T_{salida}) - (D \cdot Cp_{entrada} \cdot T_{entrada})$$

Los valores de Cp, están obtenidos de datos bibliográficos.

**- Resultado:**

$$Q = 62.330 \text{ KCal/ h} = 247.345,4 \text{ BTU/ h}$$

Utilizando como fluido calefactor agua de procesos, el caudal de agua, mc, necesario es de:

$$Q = mc \cdot [(Cp_{salida} \cdot T_{salida}) - (Cp_{entrada} \cdot T_{entrada})]$$

Siendo, mc = Caudal másico de agua a introducir (kg/h).

Q (Calor aportado en el intercambiador) = 62.330 KCal/h.

Cp (Capacidad calorífica del agua) = 1 Kcal/Kg h.

**Resultado:**

$$mc = 20.777 \text{ Kg/h.}$$

#### A4.3.2.2. Diferencia verdadera de temperatura.

La diferencia verdadera de temperatura se define como: el producto entre la diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , y un factor de corrección,  $F_t$ , que a su vez depende de dos factores más,  $E$  y  $R$ . Se obtiene por métodos gráficos (ver figura A8.13):

$$\Delta T = \Delta T_{ml} \cdot F_t$$

La diferencia de temperatura media logarítmica se define:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Siendo,  $t_1$  (Temperatura entrada destilado al intercambiador)=35 °C

$$= = 308 \text{ K}$$

$t_2$  (Temperatura salida destilado al intercambiador)= 25 °C

$$= = 298 \text{ K}$$

$T_1$  (Temperatura entrada del vapor al intercambiador)=20

$$^{\circ}\text{C} = = 293 \text{ K}$$

$T_2$  (Temperatura salida del vapor al intercambiador) = 23

$$^{\circ}\text{C} = = 296 \text{ K}$$

El factor  $F_t$ , es función de dos parámetros adimensionales,  $E$  y  $R$ , y se obtienen:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

**- Resultado:**

$$E = 0,13$$

$$R = 5$$

$$Ft = 0,98 \cong 1.$$

$$\Delta T_{ml} = \Delta T = 8 \text{ }^\circ\text{C} = 16 \text{ F.}$$

**A4.3.2.3. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño.**

Se comenzará el cálculo estimando un coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño,  $U_d$ , en función de la naturaleza de los fluidos y de la experiencia industrial, que ha permitido establecer valores medios (ver figura A8.14).

El fluido que circula por el intercambiador es n-pentano (hidrocarburo ligero, ya que su viscosidad está por debajo de 0.5 cp) y vapor de agua, se escoge un valor para  $U_d = 125 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F}$ ,  $U_d = 610 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , una vez seleccionado este coeficiente, se calcula el área necesaria para esta transferencia de calor, A:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

Siendo, A = Área de transferencia ( $\text{ft}^2$ )

Q (Calor aportado en el intercambiador) = 247.345,40  
BTU/h.

$U_d$  (coeficiente global de transmisión de calor sucio) =  
= 125 BTU/h  $\text{ft}^2 \text{ F}$

$\Delta T$  (diferencia verdadera de temperatura) = 16 F.

**Resultado:**

**A = 123,67 ft<sup>2</sup>.**

**A4.3.2.4. Número de tubos y diámetro de la carcasa.**

Se escoge para el diseño de este intercambiador tubos de 1 pulgada de diámetro exterior, un espesor de calibre 14 BWG y una longitud de 10 ft. Para la estimación del número de tubos, Nt (ver figura A8.15):

$$Nt = \frac{A}{\Pi \cdot De \cdot L}$$

Siendo, Nt = número de tubos.

A (Área de transferencia estimada) = 123,67 ft<sup>2</sup>.

De (Diámetro exterior) = 1 in.

L (Longitud de los tubos) = 10 ft.

**Resultado:**

**Nt = 48 tubos.**

Se obtienen 48 tubos, pero el número final de tubos, Nt, y el diámetro interior de la carcasa, Dc, se obtienen a partir de tablas. Se escogerá para el diseño de este intercambiador, una disposición de los espejos de tubos con arreglo triangular con un pitch o distancia entre centros, p', de 1 ¼ pulgadas con doble paso en el lado de los tubos (ver figura A8.16)

El fluido calefactor circulará a través del haz de tubos, mientras que el destilado o fluido frío lo hará a través de la carcasa.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**Resultados:**

**Nt = 52 tubos.**

**Dc = 13,25 in.**

Una vez se tienen el número de tubos, el área de transferencia, A, será:

$$A_{trans} = Nt \cdot (\Pi \cdot De \cdot L)$$

**Resultado:**

**At = 135,52 ft<sup>2</sup>.**

El número de deflectores que tendrá el intercambiador se calcula mediante la expresión, (referida a pulgadas):

$$L_{max} = 0,74 \cdot D^{0,75}$$

**- Resultado:**

**Lmax = 74 in = 6,16 ft.**

El intercambiador tendrá dos deflectores para poder soportar el haz tubular.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**A4.3.2.5. Resultados finales para intercambiador IC-2**

*Tabla A4.9 Resultados finales para intercambiador IC-2.*

<b>Tipo de intercambiador</b>	<b>Carcasa tubos 1-2</b>
<b>Calor total transferido (KJ/h)</b>	260.963,20
<b>Masa de fluido refrigerante (Kg/h)</b>	20.777
<b>Área de transferencia (ft<sup>2</sup>)</b>	135,52
<b>Diámetro de carcasa (in)</b>	13 ¼
<b>Nº tubos</b>	52
<b>Diámetro exterior tubos (in)</b>	1
<b>Espesor BWG</b>	14
<b>Pitch (in)</b>	1 ¼
<b>Longitud tubos (ft)</b>	10
<b>Disposición tubos</b>	triangular
<b>Nº deflectores</b>	2

### **A4.3.3. Intercambiador de calor IC-3, para adecuar el producto de colas para su almacenamiento.**

#### **A4.3.3.1. Condiciones de operación.**

Si solo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede considerar el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor  $Q$  perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas, como pueden ser calor de mezclado, calor sensible (aumento de temperatura al producirse el equilibrio) frente al calor latente (cambio de estado). Es cuando se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Siendo,  $A$  = Superficie total de intercambio del aparato.

$U$  = Coeficiente de transmisión global.

$\Delta T_m$  = Diferencia de temperatura media entre los dos fluidos.

$A$ , es una característica geométrica calculable,  $U$  es función de la disposición interna de los tubos, del número de pasos y de las características del movimiento de los fluidos y de los propios fluidos, aunque adoptaremos un valor medio para el cálculo del aparato.

Se saben las características de las corrientes que entran y salen del intercambiador, como la corriente de destilado es muy pobre en n-pentano, por lo que se considera como corriente pura en isooctano.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

*Tabla A4.10 Características corrientes de entrada y salida al cambiador.*

	Qm (Kg/h)	Cp ( KCal/kg h)	T <sup>a</sup> (K)
<b>Corriente que entra isooctano (W)</b>	5477,21	0,587	372,2
<b>Corriente que sale isooctano (W)</b>	5477,21	0,507	298

La cantidad de calor necesaria a aportar al intercambiador, Q:

$$Q = (W \cdot C_{p_{salida}} \cdot T_{salida}) - (W \cdot C_{p_{entrada}} \cdot T_{entrada})$$

Los valores de Cp, están obtenidos de datos bibliográficos.

**- Resultado:**

$$Q = 369139 \text{ KCal/ h} = 1464862 \text{ BTU/ h}$$

Utilizando como fluido calefactor agua de procesos, el caudal agua, mc, necesario es de:

$$Q = mc \cdot [(C_{p_{salida}} \cdot T_{salida}) - (C_{p_{entrada}} \cdot T_{entrada})]$$

Siendo, mc = Caudal másico de agua a introducir (kg/h).

$$Q \text{ (Calor aportado en el intercambiador)} = 369.139 \text{ KCal/h.}$$

$$C_p \text{ (Capacidad calorífica del agua)} = 1 \text{ Kcal/Kg h.}$$

**Resultado:**

$$mc = 123.046,33 \text{ Kg/h.}$$

#### A4.3.3.2. Diferencia verdadera de temperatura.

La diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta T$ , se define como: el producto entre la diferencia de temperatura media logarítmica,  $\Delta T_{ml}$ , y un factor de corrección,  $F_t$ , que a su vez depende de dos factores más,  $E$  y  $R$ . Se obtiene por métodos gráficos (ver gráfica A8.13):

$$\Delta T = \Delta T_{ml} \cdot F_t$$

La diferencia de temperatura media logarítmica se define:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Siendo,  $t_1$  (Temperatura entrada del destilado al intercambiador) =

$$= 99,2 \text{ }^\circ\text{C} = 372,2 \text{ K}$$

$t_2$  (Temperatura salida destilado al intercambiador) = 25  $^\circ\text{C}$

$$= 298 \text{ K}$$

$T_1$  (Temperatura entrada vapor al intercambiador) = 20  $^\circ\text{C}$

$$= 293 \text{ K}$$

$T_2$  (Temperatura salida vapor al intercambiador) = 23  $^\circ\text{C}$  =

$$= 296 \text{ K}$$

El factor  $F_t$ , es función de dos parámetros adimensionales,  $E$  y  $R$ , y se obtienen:

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

**- Resultado:**

$$\Delta T_{ml} = \Delta T = 26,14^{\circ}\text{C} = 46,91 \text{ F.}$$

**A4.3.3.3. Coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño.**

Se comenzará el cálculo estimando un coeficiente global de transmisión de calor sucio o de diseño,  $U_d$ , en función de la naturaleza de los fluidos y de la experiencia industrial, que ha permitido establecer valores medios (ver figura A8.14)

El fluido que circula por el intercambiador es isooctano (hidrocarburo ligero, ya que su viscosidad está por debajo de 0.5 cp) y vapor de agua, se escoge un valor para  $U_d = 125 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ F} = 610 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$ , una vez seleccionado este coeficiente, se calcula el área necesaria para esta transferencia de calor, A:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

Siendo, A = área de transferencia ( $\text{ft}^2$ )

Q (Calor aportado en el intercambiador) = 1.464.862 BTU/h.

$U_d$  (coeficiente global de transmisión de calor sucio) = 125 BTU/h  $\text{ft}^2 \text{ F}$

$\Delta T$  (diferencia verdadera de temperatura) = 46.91 F.

**Resultado:**

$$A = 250 \text{ ft}^2.$$

#### **A4.3.3.4. Número de tubos y diámetro de la carcasa.**

Se escoge para el diseño de este intercambiador, tubos de 1 pulgada de diámetro exterior, un espesor de calibre 14 BWG y una longitud de 10 ft. Para la estimación del número de tubos,  $N_t$ , (ver figura A8.15):

$$N_t = \frac{A}{\Pi \cdot De \cdot L}$$

Siendo,  $N_t$  = número de tubos.

A (Área de transferencia estimada) = 250 ft<sup>2</sup>.

De (Diámetro exterior) = 1 in.

L (Longitud de los tubos) = 10 ft.

#### **Resultado:**

**Nt = 96 tubos.**

Se obtienen 96 tubos, pero el número final de tubos,  $N_t$ , y el diámetro interior de la carcasa,  $D_c$ , se obtienen a partir de tablas. Se escogerán para el diseño de este intercambiador, una disposición de los espejos de tubos con arreglo triangular con un pitch o distancia entre centros,  $p'$ , de 1 ¼ pulgadas con doble paso en el lado de los tubos (ver figura A8.16).

El fluido calefactor circulará a través del haz de tubos, mientras que el destilado o fluido frío lo hará a través de la carcasa.

#### **Resultados:**

**Nt = 118 tubos.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**Dc = 17 ¼ in.**

Una vez se tienen el número de tubos, el área de transferencia será, A:

$$A_{trans} = Nt \cdot (\Pi \cdot De \cdot L)$$

**Resultado:**

**At = 307,53 ft<sup>2</sup>.**

El número de deflectores que tendrá el intercambiador se calcula mediante la expresión, (referida a pulgadas):

$$L_{max} = 0,74 \cdot D^{0,75}$$

**- Resultado:**

**Lmax = 74 in = 6,16 ft.**

El intercambiador tendrá dos deflectores para poder soportar el haz tubular.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**A4.3.3.5. Resultados finales para intercambiador IC-3.**

*Tabla A4.11 Resultados finales para intercambiador IC-3.*

<b>Tipo de intercambiador</b>	<b>Carcasa tubos 1-2</b>
<b>Calor total transferido (KJ/h)</b>	1.545.511
<b>Masa de fluido refrigerante (Kg/h)</b>	123.046,33
<b>Área de transferencia (ft<sup>2</sup>)</b>	307,53
<b>Diámetro de carcasa (in)</b>	17 ¼
<b>Nº tubos</b>	118
<b>Diámetro exterior tubos (in)</b>	1
<b>Espesor BWG</b>	14
<b>Pitch (in)</b>	1 ¼
<b>Longitud tubos (ft)</b>	10
<b>Disposición tubos</b>	Triangular
<b>Nº deflectores</b>	2

## **ANEXO 5. TRANSPORTE E IMPULSIÓN DE FLUIDOS.**

### **A5.1. DISEÑO DE TUBERÍAS.**

Para el transporte de fluidos inflamables, hay que satisfacer una serie de condiciones:

- AL tratarse de líquidos inflamables, el producto de la velocidad,  $v_i$ , por el diámetro interior de la tubería,  $D_i$ , no puede superar los  $5 \text{ m}^2/\text{s}$ , esto es debido a la electricidad estática que se produce por fricción, en el interior de las tuberías.
- La viscosidad del fluido debe estar comprendida entre  $0,02 - 20 \text{ cp}$ .
- El ábaco no es aplicable al estado vapor (ver figura A8.21).

Se definen las diferentes líneas de la unidad:

Línea AL-01-01; conduce la alimentación desde el tanque de almacenamiento (TA-1) hasta la bomba B-1.

Línea AL-01-02; conduce la alimentación desde la bomba B-1 hasta el intercambiador (IC-1)..

Línea AL-01-03; conduce la alimentación desde el intercambiador (IC-1) hasta la columna (CR)

Línea AL-01-04; conduce la alimentación desde el tanque de almacenamiento (TA-1) hasta la bomba B-2.

Línea AL-01-05; conduce la alimentación desde la bomba B-2 hasta el intercambiador (IC-1)

Línea CO-01-01; conduce el condensado desde la columna (CR) hasta el condensador (CO-1).

Línea CO-01-02; conduce el condensado desde el condensador (CO-1) hasta el acumulador de reflujo (AC-1).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Línea CO-01-03; conduce el condensado desde el acumulador (AC-1) hasta la "T".

Línea CO-01-04; conduce el condensado desde la "T" hasta la bomba B-3.

Línea CO-01-05; conduce el condensado desde la bomba B-3 hasta el intercambiador (IC-2).

Línea CO-01-06; conduce el condensado desde el intercambiador (IC-2) hasta el tanque de almacenamiento (TA-2).

Línea CO-01-07; conduce el condensado desde la "T" hasta la bomba B-4.

Línea CO-01-08; conduce el condensado desde la bomba B-4 hasta el intercambiador (IC-2)

Línea CO-01-09; conduce el condensado desde la "T" hasta la columna CR.

Línea CA-01-01; conduce el producto de colas desde CR hasta el reboiler (CA-1)

Línea CA-01-02; conduce el producto de colas desde el reboiler (CA-1) hasta la columna CR.

Línea CA-01-03; conduce el producto de colas desde el reboiler (CA-1) hasta la bomba B-5.

Línea CA-01-04; conduce el producto de colas desde la bomba B-5 hasta el intercambiador (IC-3).

Línea CA-01-05; conduce el producto de colas desde el intercambiador (IC-3) hasta el tanque de almacenamiento (TA-3).

Línea CA-01-06; conduce el producto de colas desde el reboiler (CA-1) hasta la bomba B-6.

Línea CA-01-07; conduce el producto de colas desde la bomba B-6 hasta el intercambiador (IC-3).

#### **A5.1.1. Diámetros.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

Se calculan para los distintos caudales máxicos,  $Q_m$ , que circulan en cada línea de tuberías, los diámetros,  $D_{nom}$ , necesarios para su transporte. Se realiza una primera suposición y es considerar régimen turbulento (ver figura A8.21):

*Tabla A5.1 Cálculo de diámetros nominales de las tuberías que conducen líquido.*

<b>LÍQUIDO</b>							
<b>LÍNEA</b>	<b><math>Q_m</math> (kg/h)</b>	<b>DENS.D. (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>DENS.D. (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	<b>Qv (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Qv (ft/min)</b>	<b>Di (in)</b>	<b>D<sub>nom</sub>- (in)</b>
<b>AL-01-01</b>	12.000	651	40,64	18,43	10,98	3	3
<b>AI-01-02</b>	12.000	651	40,64	18,43	10,98	3	3
<b>AL-01-03</b>	12.000	651	40,64	18,43	10,98	3	3
<b>AL-01-04</b>	12.000	651	40,64	18,43	10,98	3	3
<b>AL-01-05</b>	12.000	651	40,64	18,43	10,98	3	3
<b>CO-01-02</b>	8.568,61	630,6	39,37	13,60	8,10	2,60	3
<b>CO-01-03</b>	8.568,61	630,6	39,37	13,60	8,10	2,60	3
<b>CO-01-04</b>	6.558,31	630,6	39,37	10,40	6,20	2,40	3
<b>CO-01-05</b>	6.558,31	630,6	39,37	10,40	6,20	2,40	3
<b>CO-01-06</b>	6.558,31	630,6	39,37	10,40	6,20	2,40	3
<b>CO-01-07</b>	6.558,31	630,6	39,37	10,40	6,20	2,40	3
<b>CO-01-08</b>	6.558,31	630,6	39,37	10,40	6,20	2,40	3
<b>CO-01-09</b>	2.010,30	630,6	39,37	3,19	1,90	1,40	2
<b>CA-01-01</b>	18.489,60	688,43	42,98	26,86	16,01	4	4
<b>CA-01-03</b>	5.457,70	688,43	42,98	7,93	4,73	2	2
<b>CA-01-04</b>	5.457,70	688,43	42,98	7,93	4,73	2	2
<b>CA-01-05</b>	5.457,70	688,43	42,98	7,93	4,73	2	2
<b>CA-01-06</b>	5.457,70	688,43	42,98	7,93	4,73	2	2
<b>CA-01-07</b>	5.457,70	688,43	42,98	7,93	4,73	2	2

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Dependiendo de la densidad de los vapores que circulan por las distintas conducciones, se obtendrá una velocidad de circulación óptima,

$V_{opt}$ :

*Tabla A5.2 Velocidad optima en función de la densidad del vapor.*

Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	$V_{opt}$ (ft/s)
1	25,25
0,1	49

*Tabla A5.3 Cálculo de diámetros nominales de las tuberías que conducen líquido.*

VAPOR								
LÍNEA	$Q_m$ (kg/h)	DEN. (lb/ft <sup>3</sup> )	$Q_v$ (m <sup>3</sup> /h)	$Q_v$ (ft/min)	$V_{opt}$ (ft/s)	$A_{opt}$ (ft <sup>2</sup> ).	$D_i$ (in)	$D_{nom}$ (in)
CO-01-01	8.568,6	0,179	3.005,5	29,48	46,79	0,63	10,75	12
CA-01-02	13.032	0,214	3.817,6	37,45	45,86	0,82	12,26	14

Las densidades en estado vapor del n-pentano y del isooctano están sacadas de datos bibliográficos.

### A5.1.2. Espesores.

Los espesores,  $t$ , necesarios para las tuberías, se realizan en función del Código ANSI B-31.3, utilizándose la ecuación de Barlow, la cual nos relaciona el diámetro exterior con el espesor, además debe de cumplirse que:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$\frac{D_{\text{exterior}}}{\text{espesor}} > 4$$

La ecuación de Barlow:

$$t = M \cdot \left( \frac{P \cdot D_{\text{exterior}}}{2 \cdot \sigma} + c \right)$$

Siendo, t = Espesor (in).

M (Tolerancia de fabricación) = 1,125.

P (Presión de diseño) = 16,20 lb/in<sup>2</sup>.

D<sub>ext</sub> = Diámetro exterior (in).

σ = tensión admisible (lb/in<sup>2</sup>).

C (Espesor de corrección) = 0,125 in.

La presión de diseño es la atmosférica, se multiplica por 1.1 veces su valor (factor seguridad). La tensión admisible será función de la temperatura, como factor de seguridad en el diseño, se le sumaran 10 °C a cada una.

Los schedules más comunes y utilizados para el transporte de este tipo de fluidos, son 40ST y ST, utilizándose 40ST para el transporte de fluidos, y St para el de vapor.

La tensión admisible para aceros inoxidables AISI 316L en función de la temperatura, se recogen en la siguiente tabla:

*Tabla A5.4 Tensiones admisibles en aceros inoxidables en función de la temperatura.*

<b>σ admisible (lb/in<sup>2</sup>)</b>	<b>Temperatura (F).</b>
15.900	-20 a 100

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$\sigma$ admisible (lb/in <sup>2</sup> )	Temperatura (F).
13.300	A 200
11.000	A 400

Para cada línea se obtiene una tensión admisible:

*Tabla A5.5 Tensión admisible para cada línea en función de la temperatura de diseño.*

LÍNEA	T <sup>a</sup> (F)	$\sigma_{adm}$ (lb/in <sup>2</sup> )
AL-01-01	77	15.900
AL-01-02	77	15.900
AL-01-03	137,1	13.300
AL-01-04	77	15.900
AL-01-05	77	15.900
CO-01-01	95	15.900
CO-01-02	95	15.900
CO-01-03	95	15.900
CO-01-04	95	15.900
CO-01-05	77	15.900
CO-01-06	95	15.900
CO-01-07	95	15.900
CO-01-08	95	15.900
CO-01-09	95	15.900
CA-01-01	210,2	15.900
CA-01-02	210,5	13.300
CA-01-03	210,5	13.300
CA-01-04	210,5	13.300
CA-01-05	77	15.900
CA-01-06	210,5	13.300
CA-01-07	210,5	13.300

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

En la siguiente tabla se muestran los diámetros obtenidos en función de la temperatura y del diámetro exterior:

*Tabla A5.6 Cálculo del espesor y del Schedule para tuberías que conducen líquido.*

<b>LÍQUIDO</b>						
<b>LÍNEA</b>	<b>D.ext (in)</b>	<b>T<sup>a</sup> (F)</b>	<b>σ<sub>adm</sub> (lb/in<sup>2</sup>)</b>	<b>t (in)</b>	$\frac{D_{ext}}{esp.} > 4$	<b>Schedule</b>
<b>AL-01-01</b>	3,5	77	15.900	0,14	25	40ST
<b>AI-01-02</b>	3,5	77	15.900	0,14	25	40ST
<b>AL-01-03</b>	3,5	137,1	13.300	0,14	25	40ST
<b>AL-01-04</b>	3,5	77	15.900	0,14	25	40ST
<b>AL-01-05</b>	3,5	77	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-02</b>	3,5	95	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-03</b>	3,5	95	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-04</b>	3,5	95	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-05</b>	3,5	95	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-06</b>	3,5	77	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-07</b>	3,5	95	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-08</b>	3,5	95	15.900	0,14	25	40ST
<b>CO-01-09</b>	2,375	95	15.900	0,14	16,96	40ST
<b>CA-01-01</b>	4,5	210,2	11.000	0,14	32,15	40ST
<b>CA-01-03</b>	2,375	210,5	11.000	0,14	16,96	40ST
<b>CA-01-04</b>	2,375	210,5	11.000	0,14	16,96	40ST
<b>CA-01-05</b>	2,375	77	11000	0,14	16,96	40ST
<b>CA-01-06</b>	2,375	210,5	11.000	0,14	16,96	40ST
<b>CA-01-07</b>	2,375	210,5	15.900	0,14	16,96	40ST

Se comprueba si la suposición con la que se empezó los cálculos (reg. Turbulento), es correcta:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

*Tabla A5.7 Comprobación de que cada línea se encuentra en reg. Turbulento para tuberías que conducen líquido.*

<b>LÍQUIDO</b>								
<b>LÍNEA</b>	<b>T<sup>a</sup> (°C)</b>	<b>Di (in)</b>	<b>t (in)</b>	<b>Vi (m/s)</b>	<b>Vi Di (m<sup>2</sup>/s)</b>	<b>μ · 10<sup>4</sup> (Pa/s)</b>	<b>Re</b>	<b>Reg. Turb.</b>
<b>AL-01-01</b>	25	3,068	0,216	1,07	0,085	2,45	221.560	SI
<b>AL-01-02</b>	25	3,068	0,216	1,07	0,085	2,45	221.560	SI
<b>AL-01-03</b>	58,5	3,068	0,216	1,07	0,085	1,80	307.417	SI
<b>AL-01-04</b>	25	3,068	0,216	1,07	0,085	2,45	221.560	SI
<b>AL-01-05</b>	25	3,068	0,216	1,07	0,085	2,45	221.560	SI
<b>CO-01-02</b>	35	3,068	0,216	0,80	0,063	1,73	227.025	SI
<b>CO-01-03</b>	35	3,068	0,216	0,80	0,063	1,73	227.025	SI
<b>CO-01-04</b>	35	3,068	0,216	0,60	0,040	1,73	170.269	SI
<b>CO-01-05</b>	35	3,068	0,216	0,60	0,040	1,73	170.269	SI
<b>CO-01-06</b>	25	3,068	0,216	0,60	0,040	1,73	170.269	SI
<b>CO-01-07</b>	35	3,068	0,216	0,60	0,040	1,73	170.269	SI
<b>CO-01-08</b>	35	3,068	0,216	0,60	0,040	1,73	170.269	SI
<b>CO-01-09</b>	35	2,067	0,154	0,41	0,022	1,73	78.389	SI
<b>CA-01-01</b>	99,4	4,026	0,237	0,91	0,100	1,67	573.913	SI
<b>CA-01-03</b>	99,2	2,067	0,154	0,80	0,040	1,67	252.008	SI
<b>CA-01-04</b>	99,2	2,067	0,154	0,80	0,040	1,67	252.008	SI
<b>CA-01-05</b>	25	2,067	0,154	0,80	0,040	3,46	79.769	SI
<b>CA-01-06</b>	99,2	2,067	0,154	0,80	0,040	1,67	252.008	SI
<b>CA-01-07</b>	99,2	2,067	0,154	0,80	0,040	1,67	252.008	SI

Se comprueba que la suposición para iniciar los cálculos se cumple.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se realiza lo mismo, pero para las conducciones en las que circula vapor:

*Tabla A5.8 Cálculo del espesor y del Schedule para tuberías que conducen vapor.*

<b>VAPOR</b>					
<b>LÍNEA</b>	<b>Dext (in)</b>	<b>T<sup>a</sup>disñ (F)</b>	<b>σadm (lb/in<sup>2</sup>)</b>	<b>t (in)</b>	<b>Schedule</b>
<b>CO-01-01</b>	12	115,7	13.300	0,15	ST
<b>CA-01-02</b>	14	229	11.000	0,15	ST

En función del diámetro exterior, Dext, y del schedule, se obtienen los diámetros exteriores y espesores.

*Tabla A5.9 Cálculo del espesor en función del diámetro en tuberías que conducen vapor.*

<b>VAPOR</b>		
<b>LÍNEA</b>	<b>Dint (in)</b>	<b>Esp (in)</b>
<b>CO-01-01</b>	12.000	0,375
<b>CA-01-02</b>	13.250	0,375

### **A5.1.3. Espesores de aislamiento.**

El aislante mas recomendado para este tipo de operación es la lana de vidrio, ya que se trata de un aislante que además de económico es fácil de conseguir. El espesor de cada tubería, e, será función de la temperatura de operación y de los diámetros de cada una de ellas.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

*Tabla A5.10 Espesores nominales en función de la temperatura de operación y del diámetro nominal.*

Diámetro Nom (in)	Tª operación (F)			Espesor nominal (in)		
	100 - 199	200 - 299	300 – 399	1	1.25	2
½	1	1	1	1,00	1,56	2,88
¾	1	1	1	0,88	1,44	2,75
1	1	1	1	1,06	1,56	2,63
1 ¼	1	1	1	0,88	1,63	2,44
1 ½	1	1	1	1,00	1,50	2,81
2	1	1	1	1,03	1,56	2,59
2 ½	1	1	1	1,03	1,84	2,84
3	1	1	1	1,00	1,53	2,53
3 ½	1	1	1	2,18	1,78	2,78
>14	1 ½	1 ½	1 ½	-	1,44	2,44

En la siguiente tabla se recogen los espesores nominales para cada línea de conducción además del espesor real de aislamiento:

*Tabla A5.11 determinación del espesor de aislante nominal y real.*

LÍNEA	Di nom (in)	Esp nom ais. (in)	Esp real ais. (in)
AL-01-01	3	1	1
AL-01-02	3	1	1
AL-01-03	3	1	1
AL-01-04	3	1	1
AL-01-05	3	1	1
CO-01-01	12	1,25	1,56
CO-01-02	3	1	1
CO-01-03	3	1	1.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

<b>LÍNEA</b>	<b>Di nom (in)</b>	<b>Esp nom ais. (in)</b>	<b>Esp real ais. (in)</b>
<b>CO-01-04</b>	3	1	1
<b>CO-01-05</b>	3	1	1
<b>CO-01-06</b>	3	1	1
<b>CO-01-07</b>	3	1	1
<b>CO-01-08</b>	3	1	1
<b>CO-01-09</b>	2	1	1,03
<b>CA-01-01</b>	4	1	1,03
<b>CA-01-02</b>	14	1,25	1,44
<b>CA-01-03</b>	2	1	1,03
<b>CA-01-04</b>	2	1	1,03
<b>CA-01-05</b>	2	1	1,03
<b>CA-01-06</b>	2	1	1,03
<b>CA-01-07</b>	2	1	1,03

## A5.2. IMPULSIÓN DE FLUIDOS.

Se comienzan los cálculos para la determinación de los equipos de impulsión de fluidos, definiendo y calculando la altura de aspiración disponible, NPSH, que se obtiene como:

$$NPSH = \left( \frac{P_1 - P_v}{\rho \cdot g} \right) + (Z_1 - Z_2) - h_f$$

Siendo, NPSH = Altura de aspiración disponible (m).

P (Presión de diseño) = 101.325 Pa.

P<sub>v</sub> = Presión de vapor (Pa)

ρ = Densidad del líquido ( Kg/m<sup>3</sup>).

g (Aceleración de la gravedad) = 9,8 m/s<sup>2</sup>.

z<sub>1</sub> = altura de succión en el punto inicial del tramo de aspiración (m).

z<sub>2</sub> = Altura de aspiración en la bomba (m).

h<sub>f</sub> = Pérdidas de carga (m).

La presión de vapor, P<sub>v</sub>, la calculamos mediante el método de Lee y Kesler, utilizado para hidrocarburos puros:

$$\ln Pr^{set} = (\ln Pr^{sat})^{(0)} + W \cdot (\ln Pr^{sat})^{(1)}$$

$$\text{Siendo, } (Pr^{sat})^{(0)} = 5,92714 - \frac{6,09648}{Tr} - 1,28862 \cdot \ln Tr + 0,16934 \cdot Tr^6$$

$$(Pr^{sat})^{(1)} = 15,2518 - \frac{15,6875}{Tr} - 13,4721 \cdot \ln Tr + 0,4357 \cdot Tr^6$$

W = (Factor acéntrico).

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo la presión de vapor,  $P_v$ :

$$P_v = P_r^{sat} \cdot P_c$$

La presión de vapor,  $P_v$ , se calcula para los distintos compuestos a las temperaturas de operación. Se considera que el destilado es una corriente pura en n-pentano, al igual que el producto de colas es una corriente pura en isooctano:

*Tabla A5.12 Cálculo de la presión de vapor para cada componente en función de la temperatura.*

	<b>P<sub>c</sub></b> <b>(MPa)</b>	<b>25 °C</b>		<b>36.5 °C</b>		<b>99.2 °C</b>	
		<b>P<sub>r</sub><sup>sat</sup></b> <b>(MPa)</b>	<b>P<sub>v</sub></b> <b>(MPa)</b>	<b>P<sub>r</sub><sup>sat</sup></b> <b>(MPa)</b>	<b>P<sub>v</sub></b> <b>(MPa)</b>	<b>P<sub>r</sub><sup>sat</sup></b> <b>(MPa)</b>	<b>P<sub>v</sub></b> <b>(MPa)</b>
<b>n-pentano</b>	<b>3,36</b>	0,020	0,056	0,052	0,033	-	-
<b>isooctano</b>	<b>2,56</b>	0,016	0,004	-	-	0,038	0,098

La altura útil de cada bomba,  $H_{\text{ÚTIL}}$ , se conocerá aplicando Bernoulli entre el punto inicial de aspiración y el final de impulsión:

$$H_{\text{ÚTIL}} = \left( \frac{P_2 - P_1}{g \cdot \rho} \right) + (Z_2 - Z_1) + hf$$

Siendo,  $H_{\text{útil}}$  = altura útil de la bomba (m).

$P_1 = P_2$  (Presión en los puntos inicial y final) = 101.325 Pa.

$Z_1$  = Altura en los puntos inicial (m).

$Z_2$  = Altura en el punto final (m).

$hf$  = Pérdidas de carga entre los puntos inicial y final (m).

Las pérdidas de carga entre los puntos inicial y final, serán las pérdidas debidas al tramo de tubería recta,  $h_t$ , y a las pérdidas debidas a los accesorios,  $h_{acc}$ , que se prevén que hayan en cada línea.

$$h_t = h_f + h_{acc}$$

Siendo,  $h_t$  = Pérdidas debida al tramo de tubería recta (m).

$h_{acc}$  = Pérdidas debido a los accesorios que se prevén que haya (m).

Cada perdida de carga se calculará de manera distinta. La pérdida de carga debida al tramo de tubería recta,  $h_t$ , se calculará por medio de la ecuación de Darcy, de la forma:

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v^2}{2 \cdot g}\right)$$

Siendo,  $h_t$  = Pérdida de carga debida al tramo de tubería recto (m).

$4f$  = Factor de fricción.

$L$  = Longitud de la tubería (m).

$D_i$  = Diámetro interno de tubería (m).

$v$  = Velocidad del fluido en el interior de la tubería (m/s).

$g$  (Aceleración de la gravedad) = 9,8 m/s<sup>2</sup>.

El factor de fricción de la tubería,  $4f$ , se obtiene utilizando el gráfico de Moody (ver figura A8.22), que será función del número de Reynolds,

$Re$ , y de la rugosidad absoluta por el diámetro de la tubería,  $\frac{\epsilon}{D}$ . Se

obtiene gráficamente (ver figura A8.24)

Las pérdidas de carga en los accesorios,  $h_{acc}$ , se calculan mediante la siguiente expresión:

$$h_{acc} = K \cdot \left( \frac{v^2}{2 \cdot g} \right)$$

Siendo, K = Coeficiente de resistencia característico por cada accesorio (ver figura A8.23).

Antes del comienzo del cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , es conveniente aclarar que ese trata de un estudio estimativo, es decir, se ha realizado para unas distancias razonables de seguridad entre depósitos y columna y unos accesorios que se prevén que haya en cada línea. El desarrollo y disposición final de la unidad en una refinería no es objeto de trabajo del presente proyecto fin de carrera.

Por motivos de seguridad las bombas se duplican. De este modo la unidad podrá seguir funcionando en caso de avería.

### **A5.2.1. Corriente de alimentación.**

#### **A5.2.1.1. Características bomba B-1.**

##### **- Línea de aspiración 1.**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea AL-01-01, con una distancia entre depósito y bomba de 60 metros, se obtiene una pérdida de carga de,  $h_f$ :

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$Re = 310.000.$$

$$L = 60 \text{ m.}$$

$$V = 1,07 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{Di} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{Di}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,72 \text{ m.}$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga, se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Salida de tanque  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ \rightarrow K = 0,35$ .
- Válvula de compuerta (2)  $\rightarrow K = 0,26 \times 2 = 0,56$ .
- Válvula de retención y cierre (2)  $\rightarrow K = 2 \times 2 = 4$ .
- "T" flujo directo  $\rightarrow K = 0,16$ .
- Entrada de bomba  $\rightarrow K = 0,78$ .

- Salida de tanque:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,37 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 1,1 \text{ m.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**- Resultado:**

**NPSH = 19,86 m.**

**- Línea de impulsión 1.**

Este tramo de impulsión corresponde a la línea AL-01-02 y AL-01-03, con una distancia entre bomba – columna de 15 m, obteniéndose una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 310.000.$$

$$L = 15 \text{ m.}$$

$$V = 1,07 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016$$

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,18m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

**- Línea AL-01-02.**

- Salida de bomba  $\rightarrow K = 0,46.$

- Codo  $90^\circ \rightarrow K = 0,35.$

- Válvula de compuerta (2)  $\rightarrow K = 0,26 \times 2 = 0,52.$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- "T" flujo directo  $\rightarrow K = 0,16$ .
- Entrada al intercambiador (IC-1)  $\rightarrow K = 0,48$ .

- Entrada cambiador:

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,48$$

- **Línea AL-01-03:**

- Salida del cambiador  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ \rightarrow K = 0,35$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,26$ .
- Entrada a columna  $\rightarrow K = 0,90$ .

- Entrada cambiador:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

- Entrada columna:

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,48$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,23 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 0,41 \text{ m.}$$

Se admite una pérdida de carga máxima,  $h_f$ , en los intercambiadores de carcasa y tubos que operan en un rango de presiones cercana a la atmosférica de aproximadamente 50 KPa. Por lo tanto la pérdida de carga,  $h_f$ , en el intercambiador IC-1 será de:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$h_f = 7,84 \text{ m.}$

**- Resultado:**

$H_{\text{útil}} = 15,50 \text{ m.}$

$Q = 18,43 \text{ m}^3/\text{h.}$

**- Resumen características bomba B-1.**

*Tabla A5.13 Características de la bomba B-1.*

	<b>NPSH (m).</b>	<b><math>H_{\text{útil}}</math> (m).</b>	<b>Q (<math>\text{m}^3/\text{h}</math>)</b>
<b>Bomba B-1.</b>	19,86	15,50	18,43

**A5.2.1.2. Características bomba B-2.**

**- Línea de aspiración 2.**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea AL-01-04 (tramo de seguridad), con una distancia entre depósito y bomba de 65 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$

$Re = 310.000.$

$L = 65 \text{ m.}$

$V = 1,07 \text{ m/s.}$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$4f = 0,016$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{Di}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,78m.$$

Para el cálculo de las perdidas de carga, se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Salida de tanque  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ$  (2)  $\rightarrow K = 0,35 \times 2 = 0,70$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,26$ .
- Válvula de retención y cierre (2)  $\rightarrow K = 2 \times 2 = 4$ .
- "T" flujo transversal  $\rightarrow K = 0,72$ .
- Entrada de bomba  $\rightarrow K = 0,78$ .

- Salida de tanque:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,42 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 1,20 \text{ m.}$$

- Resultado:

$$\text{NPSH} = 19,76 \text{ m.}$$

**- Línea de impulsión 2:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea AL-01-05 y

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

AL-01-03 (tramo de seguridad), con una distancia entre depósito y bomba de 65 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 310.000.$$

$$L = 20 \text{ m.}$$

$$V = 1,07 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016$$

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,24m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga, se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

**- Línea AL-01-05:**

- Salida de bomba  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ$  (2)  $\rightarrow K = 0,35 \times 2 = 0,70$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,26$ .
- Válvula de retención y cierre  $\rightarrow K = 2$ .
- "T" flujo transversal  $\rightarrow K = 0,72$ .
- Entrada de cambiador  $\rightarrow K = 0,48$ .

**- Salida de tanque:**

$$\frac{D_e^2}{D_a^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**- Línea AL-01-03:**

- Salida del cambiador →  $K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ$  →  $K = 0,35$ .
- Válvula de compuerta →  $K = 0,26$ .
- Entrada a columna →  $K = 0,90$ .

**- Entrada cambiador:**

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,34 \text{ m.}$$

**- Entrada columna:**

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,48$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 0,58 \text{ m.}$$

La pérdida de carga en el intercambiador IC-1 será de:

$$h_f = 7,84 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

$$H_{\text{útil}} = 15,71 \text{ m.}$$

$$Q = 18,43 \text{ m}^3/\text{h.}$$

**- Resumen características bomba B-2.**

*Tabla A5.13 Características de la bomba B-2.*

	NPSH (m).	$H_{\text{útil}}$ (m).	Q ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
<b>Bomba B-1.</b>	19,76	15,71	18,43

### **A5.2.2. Corriente de destilado.**

#### **A5.2.2.1. Cálculo características bomba B-3.**

##### **- Línea de aspiración 1:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CO-01-02, CO-01-03 y CO-01-04, con una distancia entre condensador – bomba de 16 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

##### **- Línea CO-01-02:**

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 227.025.$$

$$L = 3 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016.$$

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,02m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Salida del condensador  $\rightarrow K = 0,48$ .
- Codo  $90^\circ \rightarrow K = 0,35 \times 2 = 0,70$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,26$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Entrada al acumulador  $\rightarrow K = 0,90$ .

- Salida del condensador:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

- Entrada al acumulador:

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,9$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,055 \text{ m.}$$

- **Línea CO-01-03:**

$$Di = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 227.025.$$

$$L = 1 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{Di} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016.$$

$$hf = 4f \cdot \left( \frac{L}{Di} \right) \cdot \left( \frac{v}{2 \cdot g} \right) = 0,001m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Disminución gradual  $\rightarrow K = 0,15$ .

$$h_{acc} = K \cdot \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \right)$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Siendo,  $V_2$  (Velocidad en tramo mas grande) = 0,8 m/s.

$V_1$  (Velocidad tramo estrecho) = 0,6 m/s.

La pérdida de carga debida a los accesorios,  $h_{acc}$ , es de:

$$h_{acc} = 0,002 \text{ m.}$$

**- Línea CO-01-04:**

$$D_i = 3 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 170.269.$$

$$L = 15 \text{ m.}$$

$$V = 0,60 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016.$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,086m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Codo 90  $\rightarrow K = 0,39$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,35$ .
- "T" flujo directo (2)  $\rightarrow K = 0,19 \times 2 = 0,38$ .
- Entrada a la bomba  $\rightarrow K = 0,78$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,02 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 0,186 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

**NPSH = 19,35 m.**

**- Línea de impulsión 1:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CO-01-05 y CO-01-06, con una distancia entre bomba – depósito de de 72 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 170.269.$$

$$L = 72 \text{ m.}$$

$$V = 0,60 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016$$

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,27 \text{ m.}$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de impulsión:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**- Línea CO-01-05:**

- Salida de bomba →  $K = 0,46$ .
- Codo 90° →  $K = 0,35$ .
- Válvula de compuerta →  $K = 0,26$ .
- Válvula de retención y cierre →  $K = 2$ .
- "T" flujo directo →  $K = 0,16$ .
- Entrada de cambiador →  $K = 0,48$ .

- Salida de tanque:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

**- Línea CO-01-06:**

- Salida del cambiador →  $K = 0,46$ .
- Codo 90° →  $K = 0,35$ .
- Válvula de compuerta →  $K = 0,26$ .
- Válvula de retención y cierre (2) →  $K = 2 \cdot 2 = 4$
- Entrada a tanque →  $K = 1$ .

- Entrada cambiador:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,18 \text{ m.}$$

- Entrada columna:

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,48$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 0,45 \text{ m.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

La pérdida de carga en el intercambiador IC-2 será de:

$$h_f = 8,10 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

$$H_{\text{útil}} = 19,55 \text{ m.}$$

$$Q = 10,40 \text{ m}^3/\text{h.}$$

**- Resumen características bomba B-3.**

*Tabla A5.13 Características de la bomba B-3.*

	<b>NPSH (m).</b>	<b>H<sub>útil</sub> (m).</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>
<b>Bomba B-1.</b>	19,35	19,55	10,40

**A5.2.2.2. Características bomba B-4.**

**- Línea de aspiración 2:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CO-01-02, CO-01-03 y CO-01-06, con una distancia entre condensador – bomba de 21 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

**- Línea CO-01-02:**

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 227.025.$$

$$L = 3 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{Di} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016.$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{Di}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,02m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga, ht, se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Salida del condensador → K = 0,48.
- Codo 90° → K = 0,35 x 2 = 0,70.
- Válvula de compuerta → K = 0,26.
- Entrada al acumulador → K = 0,90.

- Salida del condensador:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

$$hacc = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,055 \text{ m.}$$

- Entrada al acumulador:

$$K = \left(\frac{Sa^2}{Se^2} - 1\right) = 0,9$$

**- Línea CO-01-03:**

$$Di = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 227.025.$$

$$L = 1 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$\frac{\varepsilon}{Di} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016.$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{Di}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,001m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Disminución gradual  $\rightarrow K = 0,15$ .

$$h_{acc} = K \cdot \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g}\right)$$

Siendo,  $V_2$  (Velocidad en tramo mas grande) = 0,8 m/s.

$V_1$  (Velocidad tramo estrecho) = 0,6 m/s.

La pérdida de carga debida a los accesorios,  $h_{acc}$ , es de:

$$h_{acc} = 0,002 \text{ m.}$$

**- Línea CO-01-06:**

$$Di = 3 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 170.269.$$

$$L = 17 \text{ m.}$$

$$V = 0,60 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016.$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,098m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Codo 90 (2)  $\rightarrow K = 0,39 \times 2 = 0,78$ .
- Válvula de compuerta (2)  $\rightarrow K = 0,35 \times 2 = 0,70$ .
- "T" flujo directo  $\rightarrow K = 0,19$ .
- "T" flujo lateral  $\rightarrow K = 0,80$ .
- Entrada a la bomba  $\rightarrow K = 0,78$ .

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,028 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 0,21 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

$$\text{NPSH} = 19,40 \text{ m.}$$

**- Línea de impulsión 2:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CO-01-08 y CO-01-06, con una distancia entre bomba – depósito de 75 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$D_i = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m.}$$

$$Re = 170.269.$$

$$L = 75 \text{ m.}$$

$$V = 0,60 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0006.$$

$$4f = 0,016$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,29m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de impulsión:

**- Línea CO-01-08:**

- Salida de bomba  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ$  (2)  $\rightarrow K = 0,35 \cdot 2 = 0,70$ .
- Válvula de compuerta (2)  $\rightarrow K = 0,26 \cdot 2 = 0,52$ .
- Válvula de retención y cierre  $\rightarrow K = 2$ .
- "T" flujo lateral  $\rightarrow K = 0,80$ .
- Entrada de cambiador  $\rightarrow K = 0,48$ .

**- Salida de tanque:**

$$\frac{D_e^2}{D_a^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

**- Línea CO-01-06:**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Salida del cambiador → K = 0,46.
- Codo 90° → K = 0,35.
- Válvula de compuerta → K = 0,26.
- Válvula de retención y cierre (2) → K = 2 · 2 = 4
- Entrada a tanque → K = 1.

- Entrada cambiador:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

- Entrada columna:

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,48$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,21 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total, ht, en este tramo de aspiración será:

$$ht = 0,48 \text{ m.}$$

La pérdida de carga, ht, en el intercambiador IC-2 será de:

$$ht = 8,10 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

$$H_{\text{útil}} = 19,79 \text{ m}$$

$$Q = 10,40 \text{ m}^3/\text{h.}$$

**- Resumen características bomba B-4.**

*Tabla A5.13 Características de la bomba B-1.*

	<b>NPSH (m).</b>	<b>H<sub>útil</sub> (m).</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>
<b>Bomba B-1.</b>	19,40	19,79	10,40

### **A5.2.3. Corriente de colas.**

#### **A5.2.3.1. Características bomba B-5.**

##### **- Línea de aspiración 1:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CA-01-03, con una distancia entre reboiler – bomba de 12 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_t$ , de:

##### **- Línea CA-01-03:**

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,053 \text{ m.}$$

$$Re = 252.008.$$

$$L = 12 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0009.$$

$$4f = 0,019.$$

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,14 \text{ m.}$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

##### **- Línea CA-01-03:**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Salida del reboiler →  $K = 0,46$ .
- Codo 90° →  $K = 0,39$ .
- Válvula de compuerta →  $K = 0,35$ .
- Válvula de retención y cierre →  $K = 2$ .
- "T" flujo directo →  $K = 0,19$ .
- Entrada a la bomba →  $K = 0,78$ .

- Salida del reboiler:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,055 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 0,20 \text{ m.}$$

- **Resultado:**

$$\text{NPSH} = 2,20 \text{ m.}$$

- **Línea de impulsión 1:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CA-01-04 y CA-01-05, con una distancia entre bomba – depósito de 72 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_f$ , de:

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,053 \text{ m.}$$

$$Re = 252.008.$$

$$L = 72 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{Di} = 0,0009.$$

$$4f = 0,019.$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{Di}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,84m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga,  $h_t$ , se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de impulsión:

**- Línea CA-01-04:**

- Salida de bomba  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ \rightarrow K = 0,39$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,35$ .
- Válvula de retención y cierre  $\rightarrow K = 2$ .
- "T" flujo directo  $\rightarrow K = 0,19$ .
- Entrada de cambiador  $\rightarrow K = 0,46$ .

**- Entrada cambiador:**

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0,715 \rightarrow K = 0,46$$

**- Línea CO-01-05:**

- Salida del cambiador  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ \rightarrow K = 0,35$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,35$ .
- Válvula de retención y cierre (2)  $\rightarrow K = 2 \cdot 2 = 4$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Entrada a tanque  $\rightarrow K = 1$ .

- Entrada cambiador:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

- Entrada columna:

$$K = \left( \frac{Sa^2}{Se^2} - 1 \right) = 0,48$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,33 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:

$$h_t = 1,17 \text{ m.}$$

La pérdida de carga,  $h_f$ , en el intercambiador IC-3 será de:

$$h_f = 7,40 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

$$H_{\text{útil}} = 8,27 \text{ m.}$$

$$Q = 7,93 \text{ m}^3/\text{h.}$$

**- Resumen características bomba B-5.**

*Tabla A5.13 Características de la bomba B-5.*

	<b>NPSH (m).</b>	<b>H<sub>útil</sub> (m).</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>
<b>Bomba B-1.</b>	2,20	8,27	7,93

### A5.2.3.2. Características bomba B-6.

#### - Línea de aspiración 2:

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CA-01-06, con una distancia entre reboiler – bomba de 14 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $h_t$ , de:

#### - Línea CA-01-06:

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,053 \text{ m.}$$

$$Re = 252.008.$$

$$L = 14 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0009.$$

$$4f = 0,019.$$

$$h_f = 4f \cdot \left(\frac{L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,16m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga, se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de aspiración:

- Salida del reboiler  $\rightarrow K = 0,46$ .
- Codo  $90^\circ$  (2)  $\rightarrow K = 0,39 \times 2 = 0,78$ .
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,35$
- Válvula de retención y cierre  $\rightarrow K = 2$ .
- "T" flujo lateral  $\rightarrow K = 0,80$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Entrada a la bomba →  $K = 0,78$ .

- Salida del reboiler:

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,17 \text{ m}$$

La pérdida de carga total en este tramo de aspiración será:

$$ht = 0,33 \text{ m.}$$

- Resultado:

$$\text{NPSH} = 2,60 \text{ m.}$$

- **Línea de impulsión 2:**

Este tramo de aspiración corresponde a la línea CA-01-07 y CA-01-05, con una distancia entre bomba – depósito de 75 metros, se obtiene una pérdida de carga,  $ht$ , de:

$$Di = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,053 \text{ m.}$$

$$Re = 252.008.$$

$$L = 75 \text{ m.}$$

$$V = 0,80 \text{ m/s.}$$

Obteniéndose:

$$\frac{\varepsilon}{Di} = 0,0009.$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$4f = 0,019.$$

$$hf = 4f \cdot \left(\frac{L}{Di}\right) \cdot \left(\frac{v}{2 \cdot g}\right) = 0,88m.$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga, ht, se deben tener en cuenta una serie de accesorios dentro de esta línea de impulsión:

**- Línea CA-01-07:**

- Salida de bomba  $\rightarrow K = 0,46.$
- Codo 90° (2)  $\rightarrow K = 0,39 \cdot 2 = 0,78 .$
- Válvula de compuerta (2)  $\rightarrow K = 0,35 \cdot 2 = 0,70.$
- Válvula de retención y cierre (2)  $\rightarrow K = 2 \cdot 2 = 4.$
- "T" flujo lateral  $\rightarrow K = 0,80.$
- Entrada de cambiador  $\rightarrow K = 0,48.$

**- Línea CO-01-05:**

- Salida del cambiador  $\rightarrow K = 0,46.$
- Codo 90°  $\rightarrow K = 0,35.$
- Válvula de compuerta  $\rightarrow K = 0,35.$
- Válvula de retención y cierre (2)  $\rightarrow K = 2 \cdot 2 = 4$
- Entrada a tanque  $\rightarrow K = 1.$

**- Entrada cambiador:**

$$\frac{De^2}{Da^2} < 0.715 \rightarrow K = 0,46$$

**- Entrada columna:**

$$K = \left(\frac{Sa^2}{Se^2} - 1\right) = 0,48$$

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$h_{acc} = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,30 \text{ m.}$$

La pérdida de carga total,  $h_t$ , en este tramo de aspiración será:  
 $h_t = 1,18 \text{ m.}$

La pérdida de carga,  $h_f$ , en el intercambiador IC-3 será de:

$$h_f = 7,40 \text{ m.}$$

**- Resultado:**

$$H_{\text{útil}} = 8,40 \text{ m.}$$

$$Q = 7,93 \text{ m}^3/\text{h}$$

**- Resumen características bomba B-6.**

*Tabla A5.13 Características de la bomba B-6.*

	<b>NPSH (m).</b>	<b>H<sub>útil</sub> (m).</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>
<b>Bomba B-1.</b>	2,60	8,40	7,93

## ANEXO 6. DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.

### A6.1. CLASIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS.

Como se comprobó con anterioridad y gracias a la ecuación de Antoine, los componentes puros no son de la clase A, ya que las presiones de vapor a 15 °C, no son mayores de 98 KPa.

Para los productos de interés (n-pentano e isooctano), se tomarán las temperaturas de inflamabilidad del componente puro, mientras que para la alimentación a la columna, se tendrán en cuenta sus fracciones molares en la mezcla, estas temperaturas se pueden consultar en la siguiente tabla:

*Tabla A6.1 Valores de temperatura de inflamación.*

	<b>T<sup>a</sup><sub>inflamabilidad</sub> (°C)</b>
<b>n-pentano</b>	-4,0
<b>isooctano</b>	4,6
<b>alimentación</b>	-1

Finalmente se clasifican a los productos a almacenar, como se muestra en la siguiente tabla:

*Tabla A6.2 Clasificación de los productos a almacenar.*

	<b>Tipo</b>
<b>n-pentano</b>	B-1
<b>Isooctano</b>	B-1
<b>Alimentación</b>	B-1

## A6.2 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO.

Como se trata de líquidos inflamables tipo B1, se diseñarán tanques atmosféricos.

La capacidad de los tanques, se determina en función del caudal másico y de la densidad del producto a almacenar, así como el tiempo máximo de almacenamiento para cada uno de ellos. Cabe destacar, que si el volumen del tanque es mayor de 1,90 m<sup>3</sup>, se llenarán como máximo un 90%, tomándose el valor inmediatamente superior aportado por el instituto Americano del Petróleo, API (ver tabla A6.3):

*Tabla A6.3. Dimensiones estándar para tanques de almacenamiento según API-650.*

Altura		Diámetro		Volumen
ft	m	ft	m	m <sup>3</sup>
15	4.6	18	5.5	90
20	6.1	18	5.5	161
25	7.6	18	5.45	250
25	7.6	24	7.3	334
30	9.1	24	7.3	481
35	10.7	30	9.1	819
45	13.7	36	11.0	1625
70	21.3	36	11.0	3940
100	30.5	36	11.0	8000

Para el cálculo del espesor, e, de la pared se tomará el valor comercial de chapa inmediatamente superior al mayor valor obtenido a través de dos caminos:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- La NORMA UNE 62-004-76:

$$e = \left(\frac{\Phi}{2 \cdot S}\right) \cdot (\rho \cdot (H - 0.3) + \left(\frac{P}{98}\right)) + c$$

Siendo, e = Espesor de la pared (mm).

$\Phi$  = Diámetro del tanque (m).

S (Límite elástico del material de la pared) = 27 Kg/mm<sup>2</sup>.

$\rho$  (Densidad máxima relativa del líquido a almacenar, nunca inferior a 1) = 1.

H = Altura del tanque (m).

P (Presión de diseño) = 1.114,6 milibar.

c (Sobreespesor de corrosión) = 1,50 mm.

- API-650:

Tabla A6.4. Espesor mínimo de pared para cada diámetro de tanque, según API-650.

Diámetro del tanque (mm)	Espesor mínimo (mm)
Menor de 15240	5
De 15240 a 36576 (excluido)	6
De 36576 a 60960 (incluido)	8
Mayores de 60960	10

### A6.2.1. Diseño de tanque de almacenamiento TA-1 y TA-4.

Este tanque se diseña para hacer a la unidad menos dependiente de la petroquímica, ya que una parada en la subunidad 2, supondría una parada en la columna, por lo tanto se diseña el tanque para un tiempo máximo de parada de 2 días. A este tanque le llega un caudal de 12.000 kg/h con una densidad de 651 kg/m<sup>3</sup>, por lo que al tanque le llega un caudal volumétrico, Q<sub>v</sub>, de:

$$Q_v = 18,43 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Para dos días de operación, el tanque tendrá un volumen de:

$$V = 18,43 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 48\text{h} = 884,64\text{m}^3 > 1,9\text{m}^3$$

Por lo que el tanque no debería de superar el 90% de su capacidad, dando un volumen de:

$$V = \frac{884,64\text{m}^3}{0,9} = 983\text{m}^3$$

Esto correspondería con un tanque estándar según API-650 de:

$$V = 1.625 \text{ m}^3.$$

$$H = 11,00 \text{ m}.$$

$$\Phi = 13,70 \text{ m}.$$

Espesor según UNE → e = 7 mm.

Espesor según API-650 → e = 5 mm (D < 15.24 m).

Espesor comercial → e = 10 mm.

### A6.2.2. Diseño de tanque de almacenamiento TA-2 y TA-5.

El tiempo máximo de almacenamiento para este tanque será de 5 días, llegándole un caudal de destilado de 6.558,31 Kg/h, con una densidad de 630 Kg/m<sup>3</sup>, por lo que al tanque le llega un caudal volumétrico, Q<sub>v</sub>, de:

$$Q_v = 10,41 \text{ m}^3/\text{h},$$

Para dos días de operación, el tanque tendrá un volumen de:

$$V = 10,41 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 48\text{h} = 500\text{m}^3 > 1,9\text{m}^3$$

Por lo que el tanque no debería de superar el 90% de su capacidad, dando un volumen de:

$$V = \frac{500\text{m}^3}{0,9} = 556\text{m}^3$$

Esto correspondería con un tanque estándar según API-650 de:

$$V = 819 \text{ m}^3.$$

$$H = 9,10 \text{ m}.$$

$$\Phi = 10,70 \text{ m}.$$

Espesor según UNE → e = 5 mm.

Espesor según API-650 → e = 5 mm (D <15,24 m).

Espesor comercial → e = 5 mm.

### A6.2.3. Diseño de tanque de almacenamiento TA-3 y TA-6.

El tiempo máximo de almacenamiento para este tanque será de 5 días, llegándole un caudal de colas de 5.457,70 Kg/h, con una densidad de 690 Kg/m<sup>3</sup>, por lo que al tanque le llega un caudal volumétrico, Qv, de:

$$Q_v = 7,93 \text{ m}^3/\text{h},$$

Para dos días de operación, el tanque tendrá un volumen de:

$$V = 7,93 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 48\text{h} = 381\text{m}^3 > 1,9\text{m}^3$$

Por lo que el tanque no debería de superar el 90% de su capacidad, dando un volumen de:

$$V = \frac{381\text{m}^3}{0,9} = 424\text{m}^3$$

Esto correspondería con un tanque estándar según API-650 de:

$$V = 481 \text{ m}^3.$$

$$H = 7,30 \text{ m}.$$

$$\Phi = 9,10 \text{ m}.$$

Espesor según UNE → e = 4,60 mm.

Espesor según API-650 → e = 5 mm (D <15,24 m).

Espesor comercial → e = 5 mm.

#### **A6.2.4 Cubeto de retención.**

Para el diseño de los cubetos de retención se destacan algunas Normas necesarias para su diseño (se toma siempre la situación más conservadora):

- *Fila 1ª, tanques TA-1, TA-2 y TA-3:*

Distancia entre paredes, D, de TA-1 y TA-2, ambos con techo flotante con un diámetro menor de 50 m y con fluido tipo B, será:

$$D = 0,5 \cdot \Phi_{mayor} = 0,5 \cdot 13,70 = 6,85m$$

Distancia entre paredes, D, de TA-2 y TA-3, uno con techo flotante y otro con techo fijo, con un diámetro menor de 40 m y con fluido tipo B, será:

$$D = 0,8 \cdot \Phi_{mayor} = 0,5 \cdot 10,70 = 8,56m$$

- *Fila 2ª, tanques TA-4, TA-5 y TA-6:*

Distancia entre paredes, D, de TA-4 y TA-5, ambos con techo flotante con un diámetro menor de 50 m y con fluido tipo B, será:

$$D = 0,5 \cdot \Phi_{mayor} = 0,5 \cdot 13,70 = 6,85m$$

Distancia entre paredes, D, de TA- y TA-3, uno con techo flotante y otro con techo fijo, con un diámetro menor de 40 m y con fluido tipo B, será:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$D = 0,8 \cdot \Phi_{mayor} = 0,5 \cdot 10,70 = 8,56m$$

La distancia entre la fila 1ª y la 2ª, siendo los dos primeros de cada fila tanques con techo flotante y los dos últimos de techo fijo:

$$D = 0,5 \cdot \Phi_{mayor} = 0,5 \cdot 13,70 = 6,85m$$

$$D = 0,8 \cdot \Phi_{mayor} = 0,5 \cdot 10,70 = 8,56m$$

La capacidad mínima del cubeto será la mayor calculada a través de dos formas distintas:

- El 100% de la capacidad del tanque de mayor volumen, en este caso 1625 m<sup>3</sup>.
- El 10% de la capacidad de todos los tanques:

$$V = 0,1 \cdot (2 \cdot 1.625 + 2 \cdot 819 + 2 \cdot 481) = 585m^3$$

Luego el cubeto de retención deberá de tener una capacidad mínima de 1.625 m<sup>3</sup>. Si se tiene en cuenta la distancia entre tanques, los diámetros de estos y que el muro del cubeto tendrá 1,50 metro de altura, se comprueba que es necesario 1,50 metros desde las paredes de los tanques al muro, para conseguir un volumen de retención del cubeto, V, mayor al calculado:

El perímetro del cubeto será de:

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

$$P = (1,50 + 13,70 + 6,85 + 10,70 + 8,56 + 9,10 + 1,50) \cdot (1,50 + 13,70 + 6,85 + 13,70 + 1,50) = 51,91m \cdot 37,25m$$

Por lo que resulta un área de cubeto de retención,  $A = 1.933,65 \text{ m}^2$ , que para 1,50 metros de altura de muro y restando el volumen ocupado por los tanques a esa altura, da un volumen de cubeto de retención,  $V$ , de:

**- Resultado:**

$$V = 2.091 \text{ m}^3.$$

## ANEXO 7. DISEÑO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO.

### A7.1. ACUMULADOR DE REFLUJO AC-1.

Se recomienda que en el diseño de los acumuladores de reflujo, su dimensionamiento sea para 30 minutos de operación. Se determina el volumen, V, para ese tiempo, en función del caudal que le llega, Q, y una vez obtenido ese volumen, V, se obtiene su diámetro, D<sub>ac</sub>, mediante esta expresión:

$$D_{ac} = 0,74 \cdot V_f^{\frac{1}{3}}$$

Siendo, D<sub>ac</sub> = Diámetro del acumulador (m).

$$V_f \text{ (Volumen final del acumulador)} = 8,50 \text{ m}^3.$$

Para el cálculo del volumen de l acumulador, se sabe que el caudal que circula por la línea CO-01-02 es de 13,60 m<sup>3</sup>/h, si se ha dicho que su dimensionamiento es para 30 minutos, se obtiene un volumen, V, de:

$$V = Q \cdot t_{operación} = 13,60 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 0,5 \text{ h} = 6,80 \text{ m}^3$$

Se llenará como máximo hasta el 80% de su capacidad, dando un volumen final, V<sub>f</sub>, de:

$$V_f = \frac{V}{0,8} = 8,50 \text{ m}^3$$

**- Resultado:**

**D = 1,51 m.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Su longitud, L, se calculará mediante la siguiente formula, utilizada en el caso de recipientes horizontales con una capacidad entre 3,8 y 39 m<sup>3</sup>:

$$L = \left( \frac{4 \cdot V}{\Pi \cdot D^2} \right)$$

Siendo, L = Longitud del acumulador (m).

V (Volumen del acumulador) = 8,50 m<sup>3</sup>.

D (Diámetro del acumulador) = 1,51 m.

**- Resultado:**

**L = 4,75 m**

Para el cálculo del espesor de la envolvente se hará uso de la expresión aportada por el CÓDIGO ASME, Sección VIII, División I, ya que se trata de recipientes horizontales:

$$e = \left( \frac{P \cdot R}{(S \cdot E - 0,6 \cdot P)} \right)$$

Siendo, e = espesor de la chapa envolvente (mm).

P (Presión de diseño) = 16,14 psi.

R (Radio interno) = 0,0184 in.

S (tensión admisible) = 27 Kg/mm<sup>2</sup> = 38.402 psi.

E (Eficiencia de la junta) = 0,6.

**- Resultado:**

**e = 0,02 in = 0,6 mm.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Se escogerá un espesor comercial que se adapte al resultado obtenido:

**e = 5 mm.**

**- Resumen características acumulador AC-1.**

*Tabla A6.1 Características acumulador de reflujo.*

<b>ACUMULADOR DE REFLUJO</b>	
<b>VOLUMEN (m3)</b>	8,50
<b>DIÁMETRO (m)</b>	1,51
<b>LONGITUD (m)</b>	4,75
<b>ESPESOR (mm)</b>	5



DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

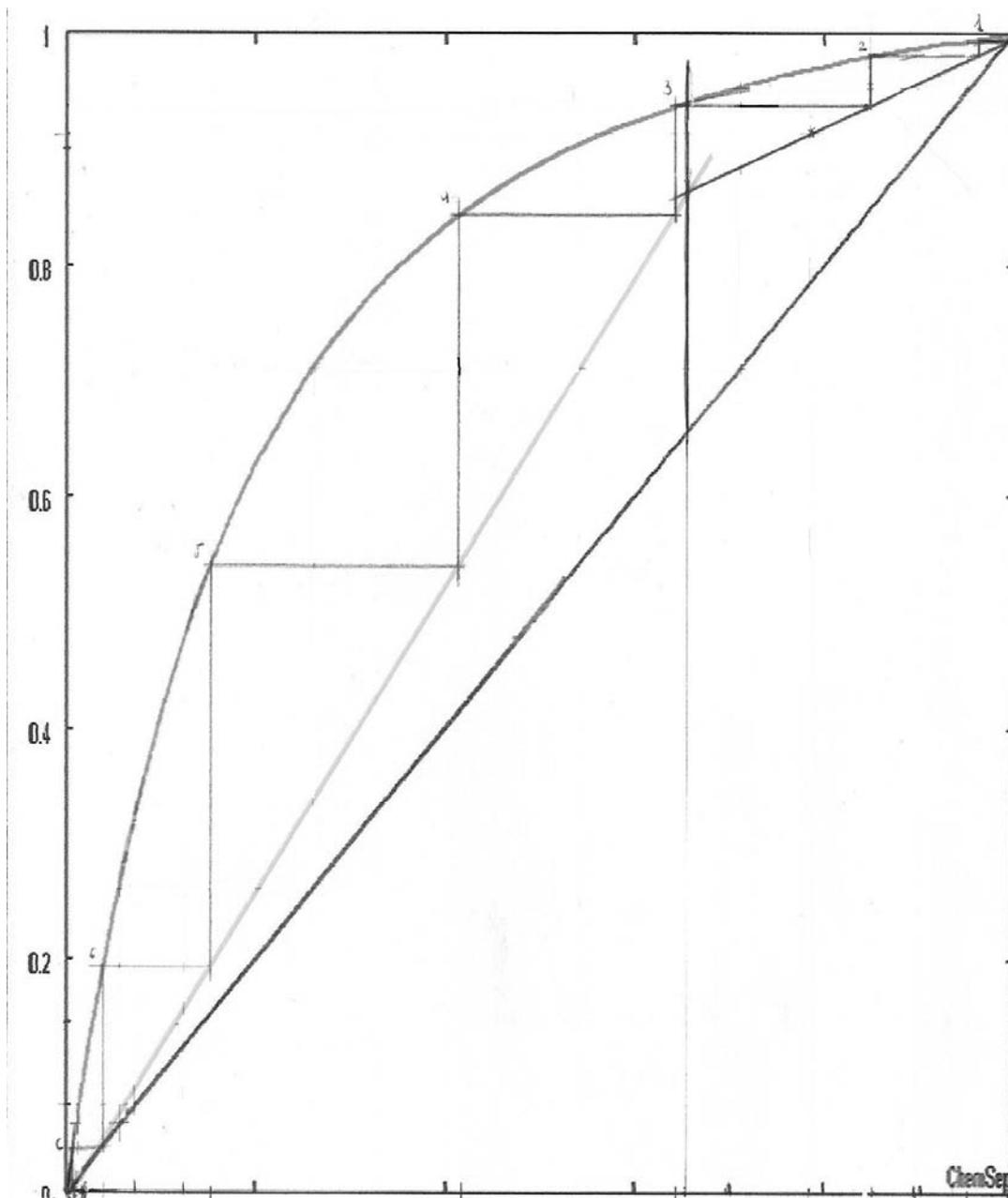


Figura A8.3. Diagrama de equilibrio y resolución por McCabe - Thiele

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

P2 (pa)	g1 (comp ideε	g2 (comp ideε	X1	X2	Y1	Y2
11314,5271	1	1	0,96960221	0,03039779	0,99660578	0,00339422
11817,3467	1	1	0,93320719	0,06679281	0,99221046	0,00778954
12338,3777	1	1	0,8981915	0,1018085	0,98760336	0,01239664
12878,116	1	1	0,8644917	0,1355083	0,98277813	0,01722187
13437,0657	1	1	0,83204762	0,16795238	0,97772834	0,02227166
14015,7392	1	1	0,80080221	0,19919779	0,97244741	0,02755259
14614,6573	1	1	0,77070134	0,22929666	0,96692864	0,03307136
15234,349	1	1	0,74169364	0,25830636	0,96116521	0,03883479
15875,3516	1	1	0,71373035	0,28626965	0,95515019	0,04484981
16538,2106	1	1	0,68676516	0,31323484	0,94887651	0,05112349
17223,48	1	1	0,6607541	0,3392459	0,94233697	0,05766303
17931,722	1	1	0,63565536	0,36434464	0,93552426	0,06447574
18663,507	1	1	0,61142923	0,38857077	0,92843093	0,07156907
19419,4138	1	1	0,58803793	0,41196207	0,92104942	0,07895058
20200,0293	1	1	0,56544555	0,43455445	0,91337203	0,08662797
21005,9489	1	1	0,54361792	0,45638208	0,90539092	0,09460908
21837,776	1	1	0,52252254	0,47747746	0,89709814	0,10290186
22696,1223	1	1	0,50212844	0,49787156	0,8884856	0,1115144
23581,6077	1	1	0,48240617	0,51759383	0,8795451	0,1204549
24494,8603	1	1	0,46332765	0,53667235	0,87026829	0,12973171
25436,5164	1	1	0,44486616	0,55513384	0,86064669	0,13935331
26407,2202	1	1	0,42699621	0,57300379	0,85067169	0,14932831
27407,6242	1	1	0,40969352	0,59030648	0,84033457	0,15966543
28438,389	1	1	0,39293494	0,60706506	0,82962644	0,17037356
29500,1831	1	1	0,37669839	0,62330161	0,81853832	0,18146168
30593,683	1	1	0,36096279	0,63903721	0,80706107	0,19293893
31719,5732	1	1	0,34570806	0,65429194	0,79518542	0,20481458
32878,546	1	1	0,330915	0,669085	0,78290198	0,21709802
34071,3019	1	1	0,3165653	0,6834347	0,77020122	0,22979878
35298,5488	1	1	0,30264147	0,69735853	0,75707348	0,24292652
36561,0028	1	1	0,2891268	0,7108732	0,74350896	0,25649104
37859,3874	1	1	0,27600533	0,72399467	0,72949773	0,27050227
39194,4341	1	1	0,2632618	0,7367382	0,71502974	0,28497026
40566,8816	1	1	0,25088164	0,74911836	0,70009478	0,29990522
41977,4767	1	1	0,23885091	0,76114909	0,68468254	0,31531746
43426,9735	1	1	0,22715626	0,77284374	0,66878255	0,33121745
44916,1334	1	1	0,21578495	0,78421505	0,65238421	0,34761579
46445,7255	1	1	0,20472476	0,79527524	0,63547681	0,36452319
48016,5262	1	1	0,19396403	0,80603597	0,61804947	0,38195053
49629,319	1	1	0,18349157	0,81650843	0,60009121	0,39990879
51284,8948	1	1	0,17329667	0,82670333	0,58159091	0,41840909
52984,0518	1	1	0,16336909	0,83663091	0,5625373	0,4374627
54727,595	1	1	0,153699	0,846301	0,54291899	0,45708101
56516,3365	1	1	0,14427698	0,85572302	0,52272447	0,47727553
58351,0957	1	1	0,13509404	0,86490596	0,50194207	0,49805793
60232,6984	1	1	0,12614151	0,87385849	0,48056	0,51944
62161,9775	1	1	0,11741112	0,88258888	0,45856636	0,54143364
64139,7727	1	1	0,10889491	0,89110509	0,4359491	0,5640509
66166,9302	1	1	0,10058526	0,89941474	0,41269602	0,58730398
68244,3028	1	1	0,09247486	0,90752514	0,38879482	0,61120518
70372,75	1	1	0,08455668	0,91544332	0,36423306	0,63576694
72553,1376	1	1	0,076824	0,923176	0,33899817	0,66100183
74786,3376	1	1	0,06927035	0,93072965	0,31307745	0,68692255
77073,2287	1	1	0,06188952	0,93811048	0,28645807	0,71354193

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

79414,6954	1	1	0,05467554	0,94532446	0,25912707	0,74087293
81811,6285	1	1	0,04762268	0,95237732	0,23107136	0,76892864
84264,9248	1	1	0,04072545	0,95927455	0,20227773	0,79772227
86775,4869	1	1	0,03397856	0,96602144	0,17273284	0,82726716
89344,2234	1	1	0,02737692	0,97262308	0,14242323	0,85757677
91972,0488	1	1	0,02091564	0,97908436	0,1113353	0,8886647
94659,8829	1	1	0,01459003	0,98540997	0,07945532	0,92054468
97408,6513	1	1	0,00839558	0,99160442	0,04676947	0,95323053
-100219,285	1	1	0,00232793	0,99767207	0,01326377	0,98673623

*Figura A8.4 Resultado de simulador para diagrama Txy*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

T (°C)	T (k)	lnP1sat	lnP2sat	P1 sat	P2 sat	P1 (pa)
37	310	6,66100495	4,44124054	781,33575	84,8801734	104152,055
38	311	6,69484357	4,48472157	808,227493	88,6522637	107736,725
39	312	6,72843343	4,5278676	835,83684	92,5609734	111417,051
40	313	6,76177726	4,57068249	864,176697	96,6100226	115194,754
41	314	6,79487776	4,61317004	893,260058	100,803194	119071,566
42	315	6,82773758	4,65533398	923,100006	105,14433	123049,231
43	316	6,86035933	4,697178	953,709707	109,637339	127129,504
44	317	6,89274561	4,73870573	985,102412	114,286189	131314,152
45	318	6,92489894	4,77992074	1017,29145	119,094911	135604,951
46	319	6,95682182	4,82082655	1050,29024	124,067596	140003,689
47	320	6,98851674	4,86142662	1084,11226	129,208402	144512,165
48	321	7,01998612	4,90172438	1118,77109	134,521545	149132,186
49	322	7,05123235	4,94172317	1154,28035	140,011305	153865,571
50	323	7,08225782	4,98142633	1190,65377	145,682024	158714,147
51	324	7,11306484	5,02083711	1227,90512	151,538104	163679,752
52	325	7,14365571	5,05995873	1266,04825	157,584013	168764,232
53	326	7,17403271	5,09879436	1305,09709	163,824276	173969,442
54	327	7,20419807	5,13734714	1345,06561	170,263483	179297,246
55	328	7,23415399	5,17562012	1385,96786	176,906284	184749,515
56	329	7,26390264	5,21361636	1427,81794	183,757392	190328,132
57	330	7,29344618	5,25133885	1470,63003	190,821578	196034,982
58	331	7,3227867	5,28879052	1514,41833	198,103677	201871,963
59	332	7,35192631	5,32597428	1559,19713	205,608584	207840,978
60	333	7,38086705	5,36289301	1604,98077	213,341253	213943,936
61	334	7,40961096	5,39954952	1651,78361	221,3067	220182,755
62	335	7,43816003	5,4359466	1699,62009	229,51	226559,358
63	336	7,46651624	5,47208699	1748,50469	237,956288	233075,675
64	337	7,49468154	5,5079734	1798,45194	246,650758	239733,643
65	338	7,52265785	5,54360849	1849,47639	255,598664	246535,203
66	339	7,55044706	5,57899491	1901,59267	264,805318	253482,303
67	340	7,57805105	5,61413523	1954,81541	274,27609	260576,894
68	341	7,60547166	5,64903202	2009,15931	284,01641	267820,936
69	342	7,63271071	5,6836878	2064,63909	294,031763	275216,39
70	343	7,65977001	5,71810506	2121,26949	304,327694	282765,223
71	344	7,68665131	5,75228626	2179,06532	314,909803	290469,407
72	345	7,71335638	5,78623381	2238,04139	325,783747	298330,917
73	346	7,73988694	5,8199501	2298,21254	336,955239	306351,732
74	347	7,7662447	5,85343749	2359,59365	348,430049	314533,834
75	348	7,79243134	5,8866983	2422,19961	360,214	322879,209
76	349	7,81844851	5,91973482	2486,04535	372,31297	331389,845
77	350	7,84429787	5,95254931	2551,1458	384,732894	340067,735
78	351	7,86998103	5,98514401	2617,51592	397,479758	348914,873
79	352	7,89549958	6,01752111	2685,17069	410,559602	357933,253
80	353	7,9208551	6,04968279	2754,12509	423,978519	367124,875
81	354	7,94604916	6,08163119	2824,39414	437,742653	376491,739
82	355	7,97108328	6,11336842	2895,99283	451,858202	386035,845
83	356	7,99595899	6,14489657	2968,93621	466,331414	395759,197
84	357	8,02067778	6,1762177	3043,23929	481,168588	405663,798
85	358	8,04524114	6,20733385	3118,91712	496,37607	415751,652
86	359	8,06965053	6,23824701	3195,98473	511,960261	426024,765
87	360	8,09390739	6,26895917	3274,45717	527,927607	436485,141
88	361	8,11801314	6,29947228	3354,34949	544,284603	447134,787
89	362	8,14196919	6,32978827	3435,67672	561,037792	457975,707
90	363	8,16577694	6,35990904	3518,4539	578,193764	469009,905

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

91	364	8,18943775	6,38983648	3602,69607	595,759155	480239,386
92	365	8,21295299	6,41957244	3688,41825	613,740649	491666,153
93	366	8,23632398	6,44911875	3775,63547	632,144972	503292,208
94	367	8,25955206	6,47847722	3864,36272	650,978896	515119,551
95	368	8,28263854	6,50764964	3954,61502	670,249238	527150,182
96	369	8,30558469	6,53663776	4046,40734	689,962856	539386,098
97	370	8,3283918	6,56544334	4139,75465	710,126653	551829,295
98	371	8,35106113	6,59406808	4234,6719	730,747572	564481,764
99	372	8,37359392	6,62251369	4331,17403	751,832597	577345,498

*Figura A8.5 Resultado de simulador para diagrama Txy*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

Fig. 1.6. Total flows chart.  $FF=0.8$ ,  $T_s=0.6$  m. (Porter & Jenkins 1979.)

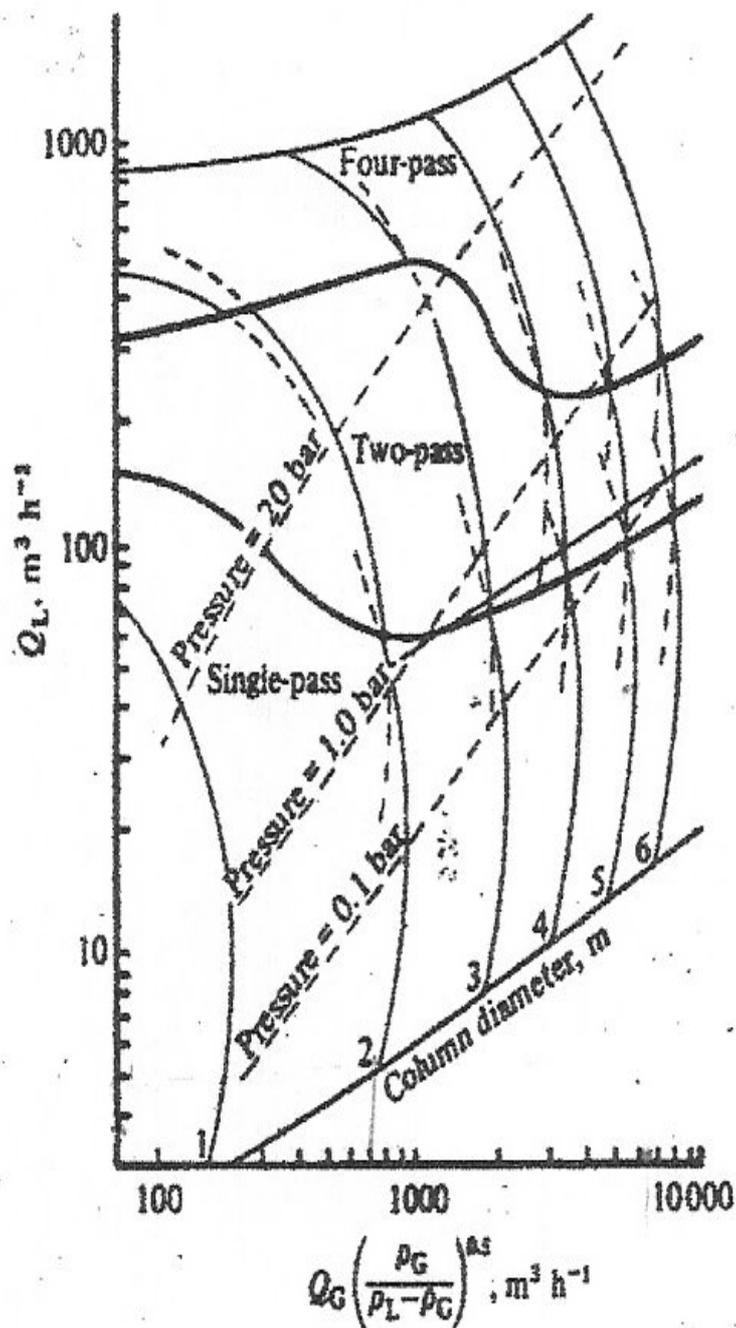


Figura A8.6 Gráfica para pasos en platos.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

Tipo de unidad	$K_1$	$K_2$ Espesor del plato			
		14 swg(1,88 mm)	12 swg(2,65 mm)	10 swg(3,3 mm)	$\frac{1}{4}$ in.(6,35 mm)
Glitsch V-1 (borde agudo)	0,0546	0,287	0,251	0,224	0,158
Glitsch V-4 (orificios en forma de venturi)	0,0273	0,136	0,106	0,104	—

*Figura A8.7 valores de  $K_1$  y  $K_2$  para válvulas GLITSCH.*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

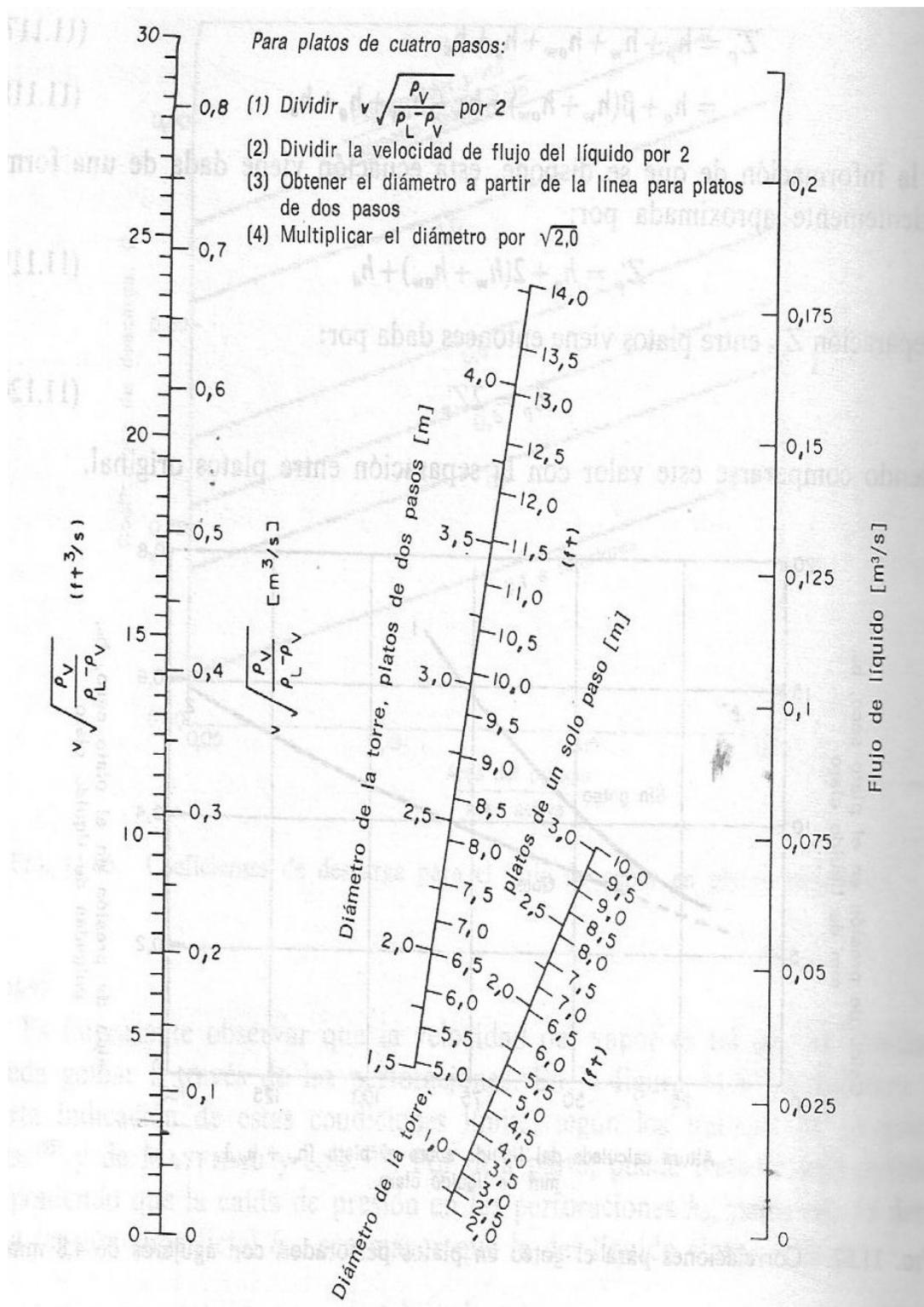


Figura A8.8 Monograma para el cálculo del diámetro de plato.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

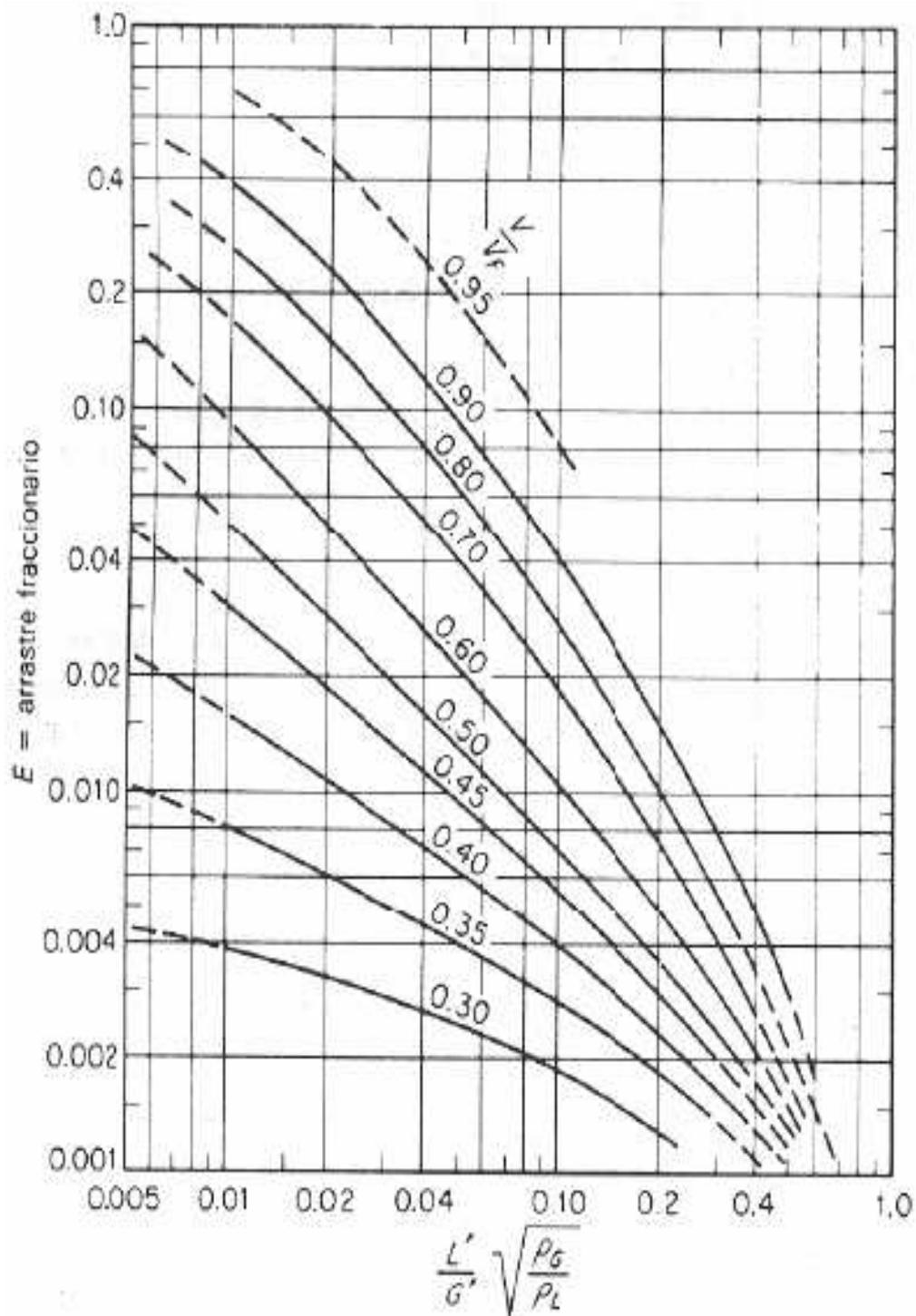
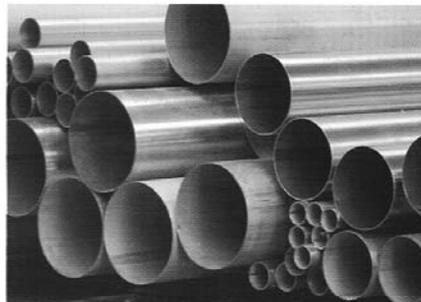


Figura A8.9 Calculo de arrastre fraccional para platos perforados.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.



**PROPERTIES  
OF MOST COMMON  
STAINLESS STEELS**



AISI	Werkstoff No.	C Max	CHEMICAL COMPOSITION %													Others
			Ni	Cr	Fe	Ti	Mo	Cu	Co	Al	Si	Mn	S Max	P Max		
AISI 304	1.4301	0,08	8-11	18-20	Rest							<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 304 L	1.4306	0,03	8-11	18-20	Rest							<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 316	1.4401	0,08	11-14	16-18	Rest		2-3					<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 316 L	1.4404	0,03	11-14	16-18	Rest		2-3					<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 316 Ti	1.4571	0,08	11-14	16-18	Rest	>=5xC <=0,60	2-3					<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 321	1.4541	0,08	9-13	17-20	Rest	>=5xC <=0,60						<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 347	1.4550	0,15	9-13	17-20	Rest							<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	Nb + Ta ø 10 x C d 1,0
AISI 309	1.4828	0,15	12-15	22-24	Rest							<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
AISI 310	1.4841	0,15	19-22	24-26	Rest							<=0,75	<=2,00	0,03	0,04	
Alloy 904 L	1.4539	0,020	23-28	20-21			4-5	1-2			1,00	2,00	0,035	0,045		N : 0,05-0,10
Monel 400	2.4360/61	0,30	>=63		<=2,5			28-34		<=0,50	<=0,50	<=2,00	0,02			
Incoloy 825	2.4858	0,05	38-46	19 <sup>5</sup> -23 <sup>5</sup>	Rest	0,6-1,2	2 <sup>5</sup> - 3 <sup>5</sup>	1,5-3,0			<=0,50	<=1,0				
Hastelloy C	2.4819	0,08	Resto	14 <sup>5</sup> -16 <sup>5</sup>	4-7		15-17		<=2 <sup>5</sup>		<=1,0	<=1,0	0,03	0,04	WO = 3-4	
Incoloy 800	1.4876	0,1	30-34	19-22	Rest			<=0,5			<=1,0	<=1,5	0,03			
Inconel 625	2.4856	0,1	Resto	20-23	Max 5,0	<=0,40	8-10		<=1,0	<=0,40	<=0,5	<=0,5	0,015			Nb + Ta 3,15-4,15

*Figura A8.10 Composiciones de los aceros comerciales.*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

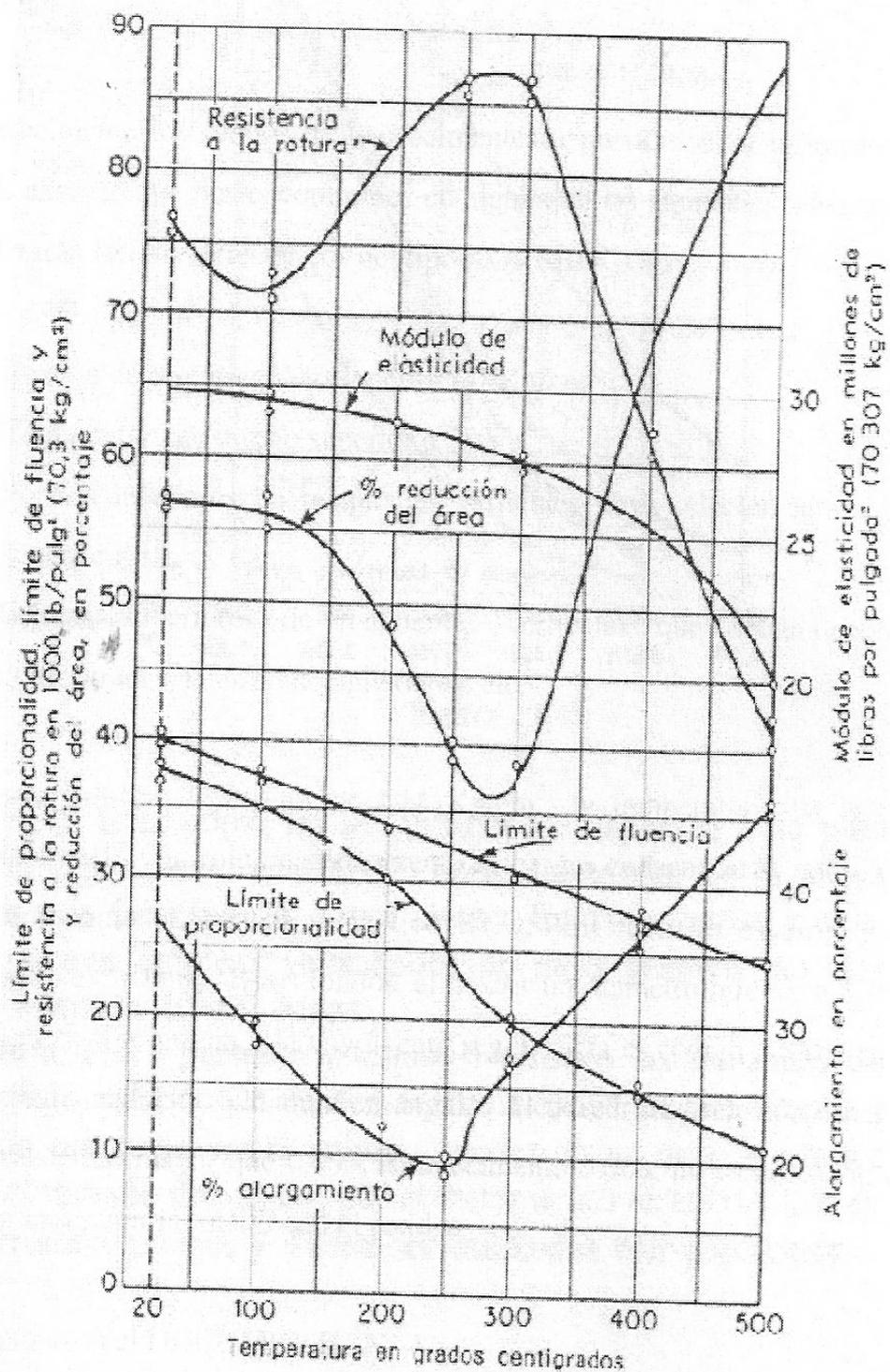
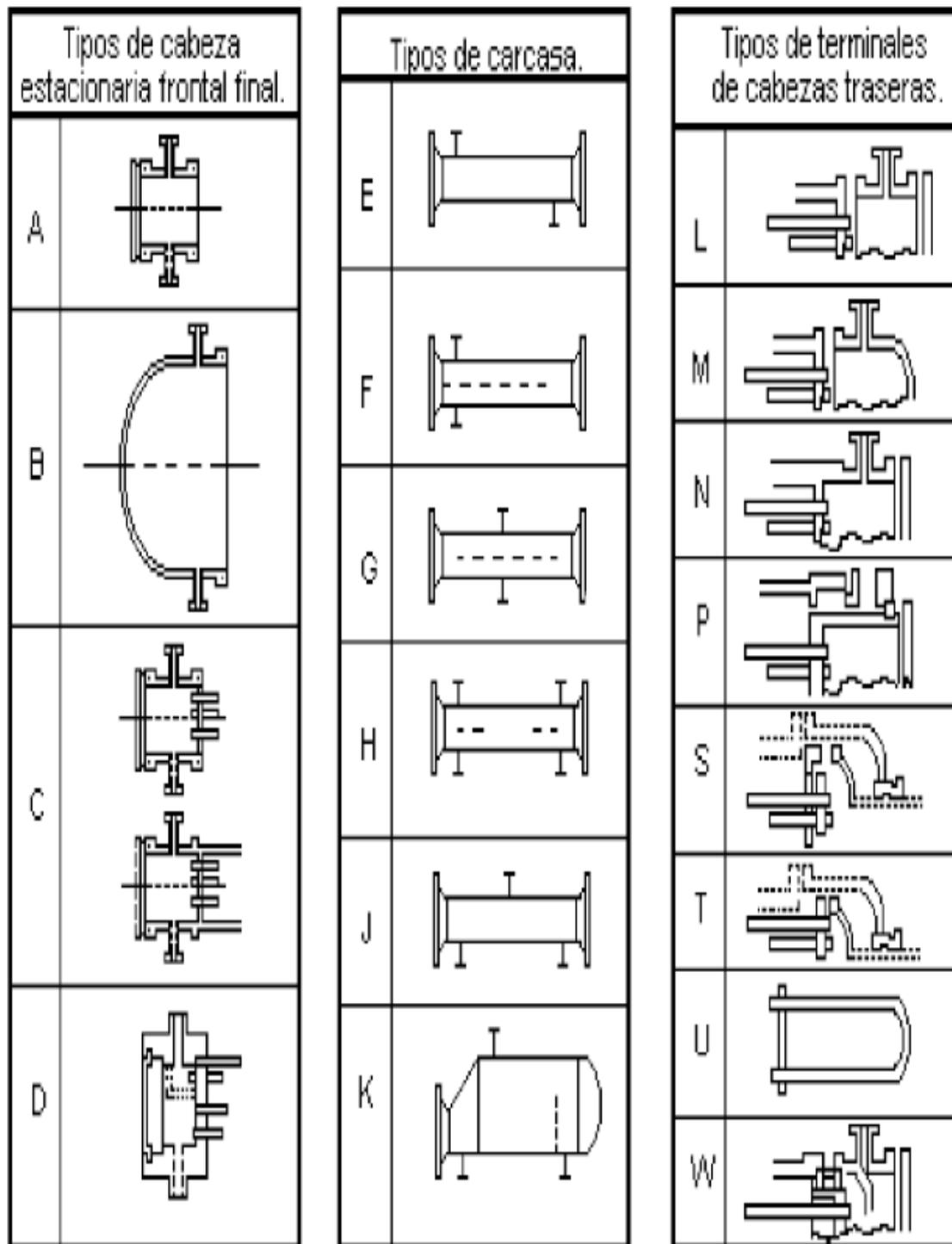


Figura A8.11 Variación de las propiedades mecánicas de aceros con contenido medio en carbono con la temperatura.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.



*Figura A8.12 Disposiciones posibles de intercambiadores de carcasa y tubos.*

**DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.**

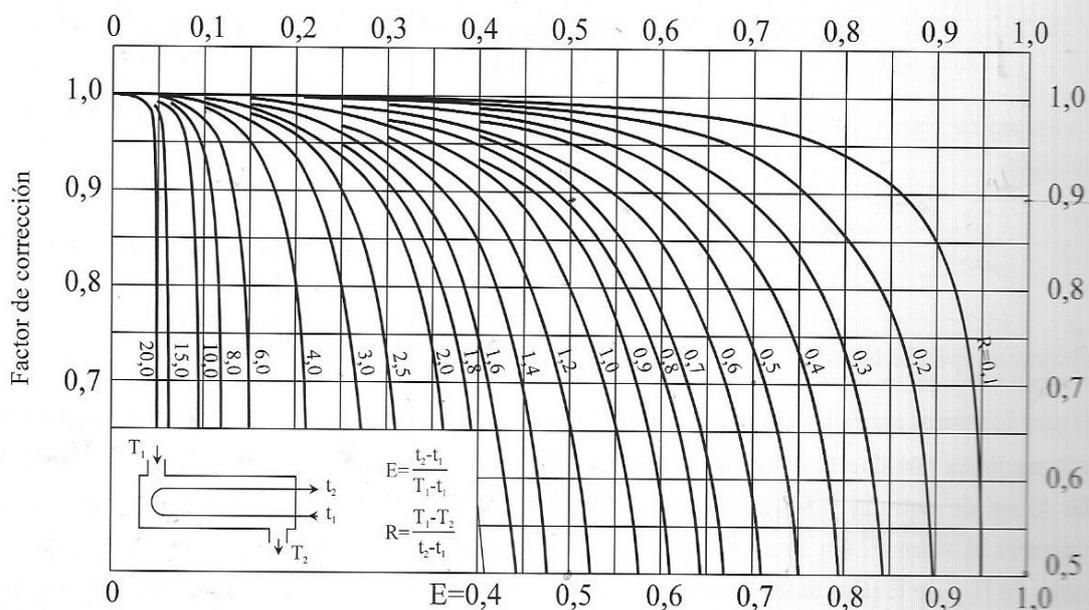


Figura A8.13 Factores de corrección  $\Delta T_{lm}$  para intercambiadores 1-2.

Intercambiadores		$U_s$	
Fluido Caliente	Fluido Frio	kcal / h.m <sup>2</sup> °C	BTU / hr.ft <sup>2</sup> °F
Agua	Agua	1.250 - 2.500	250 - 500
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	1.250 - 2.500	250 - 500
Hidrocarburos ligeros <sup>1</sup>	Hidrocarburos ligeros	200 - 370	40 - 75
Hidrocarburos medios	Hidrocarburos medios	100 - 300	20 - 60
Hidrocarburos pesados	Hidrocarburos pesados	50 - 200	10 - 40
Hidrocarburos pesados	Hidrocarburos ligeros	150 - 300	30 - 60
Hidrocarburos ligeros	Hidrocarburos pesados	50 - 200	10 - 40
<b>Refrigerantes</b>			
Agua, metanol, amoniaco y soluciones acuosas	Agua	1.250 - 2.500	250 - 500
Hidrocarburos ligeros	Agua	370 - 730	75 - 150
Hidrocarburos medios	Agua	250 - 610	50 - 125
Hidrocarburos pesados	Agua	25 - 730	5 - 75
Gas	Agua	10 - 250	2 - 50
Agua	Salmuera	500 - 1.000	100 - 200
Hidrocarburos ligeros	Salmuera	200 - 500	40 - 100
<b>Recalentadores</b>			
Vapor de agua	Agua, metanol, amoniaco	1.000 - 3.400	200 - 700
Vapor de agua	Solución acuosa: $\mu < 2$ cPo	1.000 - 3.400	200 - 700
Vapor de agua	Solución acuosa: $\mu > 2$ cPo	500 - 2.500	100 - 500
Vapor de agua	Hidrocarburos ligeros	500 - 1.000	100 - 200
Vapor de agua	Hidrocarburos medios	250 - 500	50 - 100
Vapor de agua	Hidrocarburos pesados	30 - 300	6 - 60
Vapor de agua	Gas	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gas	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hidrocarburos pesados	30 - 300	6 - 60

<sup>1</sup> Hidrocarburos ligeros :  $\mu < 0,5$  cPo ( junto un: benceno, tolueno, acetona, etanol, MEK )  
 Hidrocarburos medios :  $0,5 < \mu < 1$  cPo ( queroseno, gasoil caliente, aceite de absorción, crudos ligeros)  
 Hidrocarburos pesados:  $\mu > 1$  cPo ( gasoil frio, aceites, fueloil, crudo reducido, asfalto )

Figura A8.14 Coeficientes de transmisión sucios o de diseño  $U'd$ .

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Figura A8.15 Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

**TABLA 9. DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (Continúa). ARREGLO TRIANGULAR**

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 9/16" plg					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	50	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 7/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	22	18	16	14						
15 1/4	36	34	32	30	27						
17 1/4	48	44	42	38	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

Figura A8.16 Disposición de los arreglos de tubos en forma triangular.

**DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.**

Caso General		Uno de los fluidos es muy viscoso	DTLM < 30 °C T <sub>1</sub> - T <sub>2</sub> < 60 °C / t <sub>2</sub> - t <sub>1</sub> < 60 °C
Cálculo de los extremos caliente y frío: Δt <sub>ch</sub> , Δt <sub>fr</sub> , U <sub>ch</sub> , U <sub>fr</sub>		Δt y densidad del viscoso	F <sub>c</sub> = 0,5
<b>Disoluciones</b>		k <sub>c</sub> y F <sub>c</sub> por Fig. 47	T <sub>c</sub> y t <sub>c</sub> por (58) y (59)
Q/A por (56)	k <sub>c</sub> y r por (63)	T <sub>c</sub> y t <sub>c</sub> por (58) y (59)	h <sub>0</sub> y h <sub>10</sub> a T <sub>c</sub> y t <sub>c</sub>
DTLM	F <sub>c</sub> por (64)	U <sub>p</sub> = (h <sub>0</sub> h <sub>10</sub> ) / (h <sub>0</sub> + h <sub>10</sub> )	U <sub>p</sub> = (h <sub>0</sub> h <sub>10</sub> ) / (h <sub>0</sub> + h <sub>10</sub> )
U <sub>p</sub> = (Q/A) / F(DTLM)	T <sub>c</sub> y t <sub>c</sub> por (58) y (59)		
	h <sub>0</sub> y h <sub>10</sub> a T <sub>c</sub> y t <sub>c</sub>		
	U <sub>p</sub> = (h <sub>0</sub> h <sub>10</sub> ) / (h <sub>0</sub> + h <sub>10</sub> )		

Figura A8.17 Tabla para la determinación de F<sub>c</sub>.

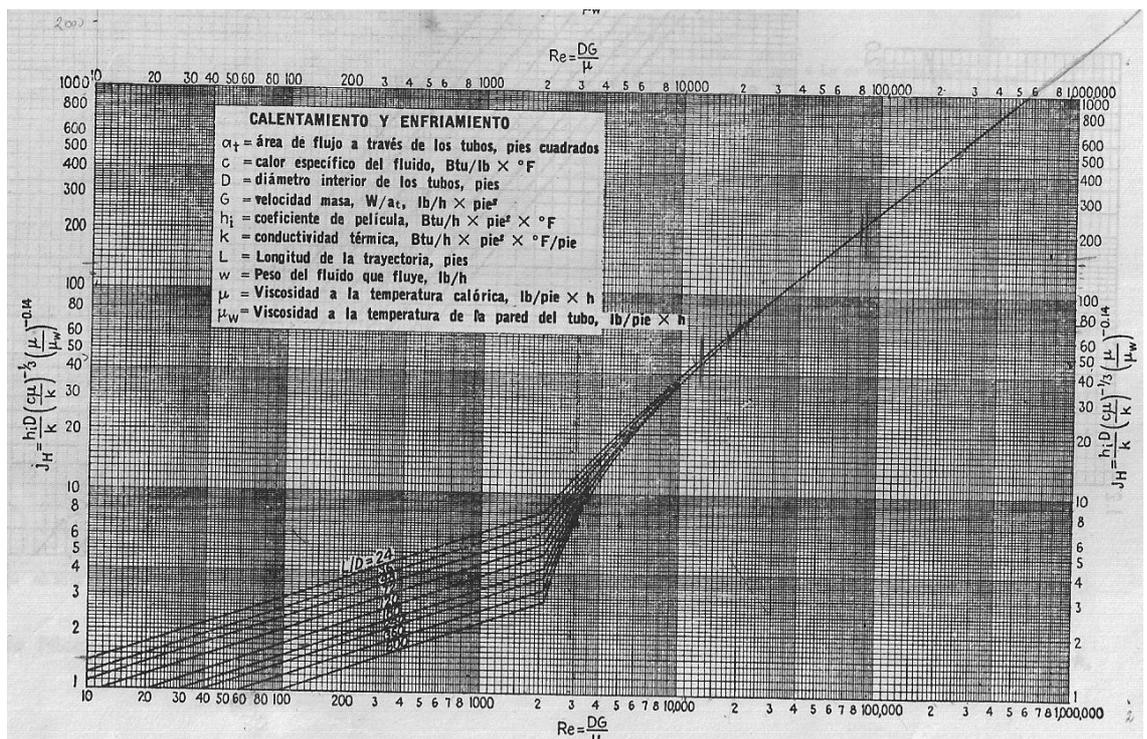


Figura A8.18 Curva de funciones de transferencia de calor para lado de tubos.

**DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.**

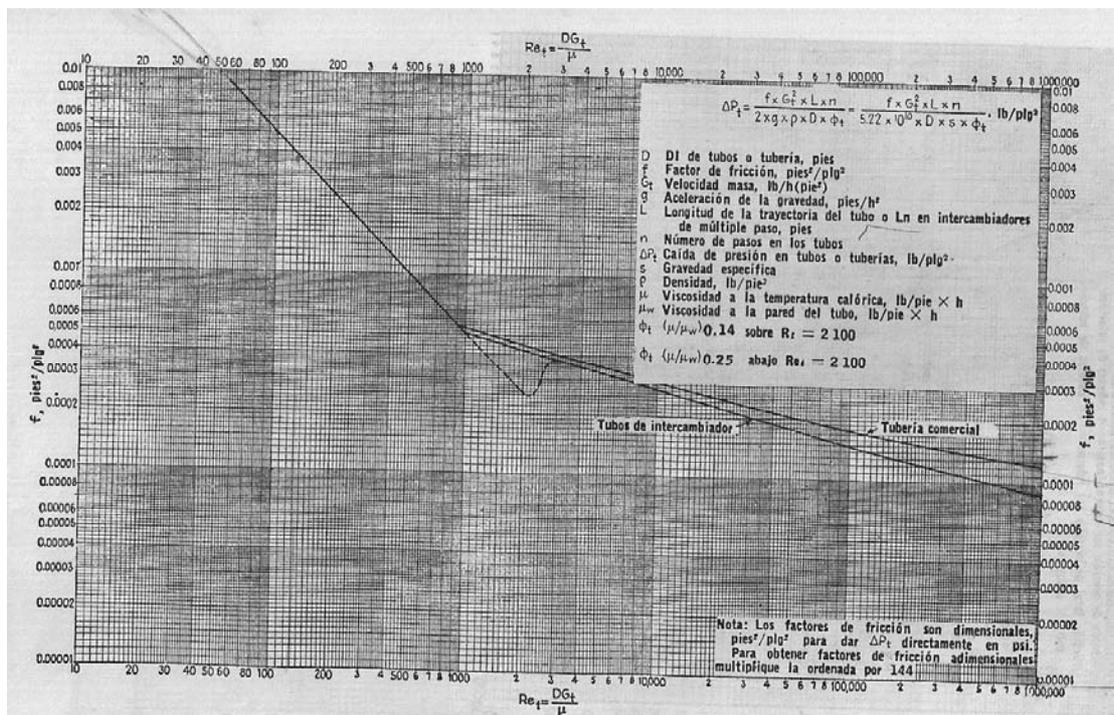


Figura A8.19 Factores de fricción para lado de tubos

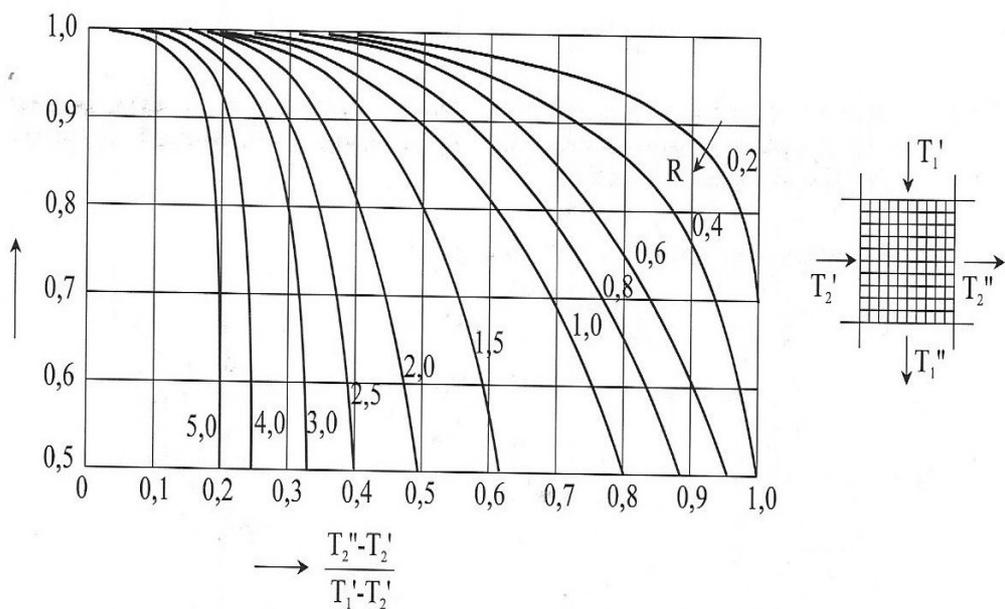


Figura A8.20 Factores de corrección  $\Delta T_{ml}$  para intercambiadores de flujo cruzado.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

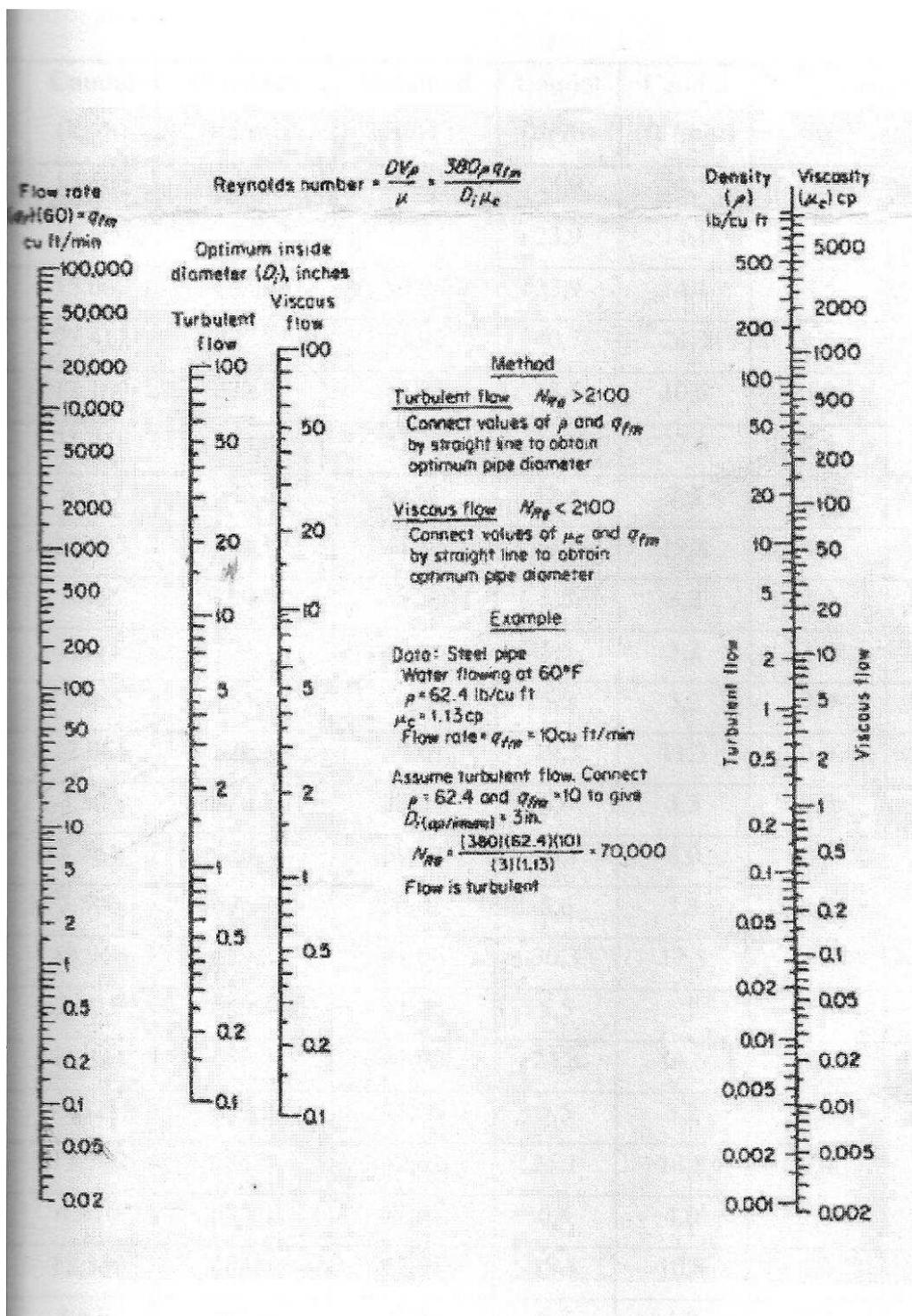


Figura A8.21 Monograma para determinar el diámetro oprimo de tuberías para el transporte de líquidos.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

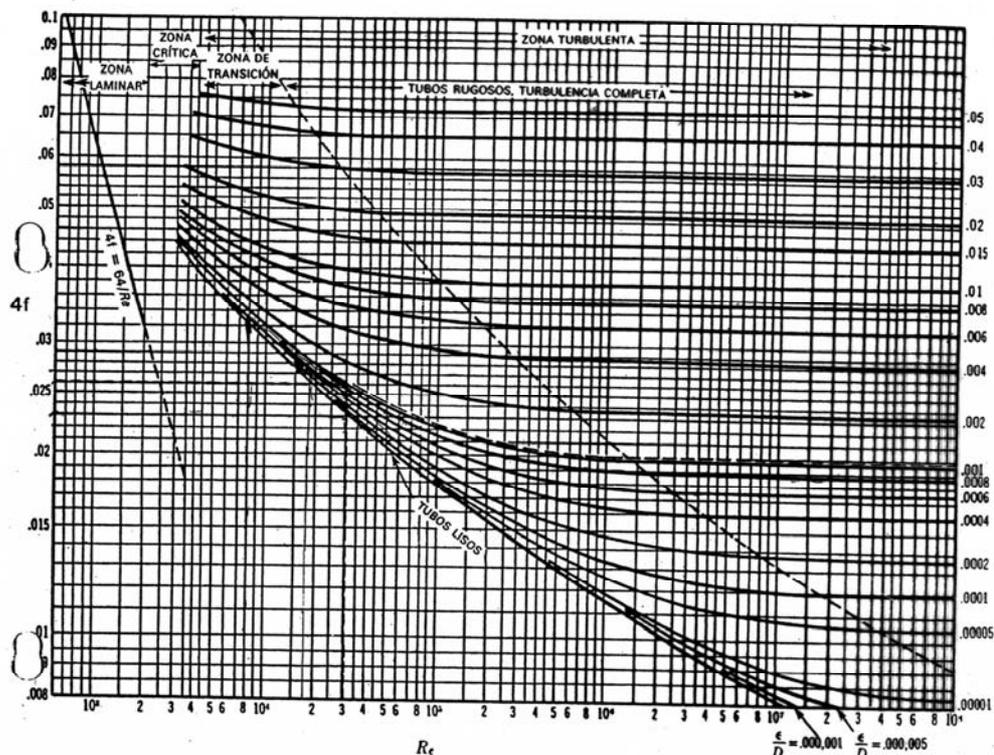


Figura A8.22 Grafico de Moody.

Diámetro Nominal (pulg)	Roscado o soldado				Con brida			
	$\frac{1}{2}$	1	2	4	1	2	4	8
Válvulas (totalmente abiertas)								
Globo	14	8.2	6.9	5.7	13	8.5	6.0	5.8
Compuerta	0.30	0.24	0.16	0.11	0.80	0.35	0.16	0.07
Retención de disco oscilante	5.1	2.9	2.1	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0
Ángulo	9.0	4.7	2.0	1.0	4.5	2.4	2.0	2.0
Codos								
45° estándar	0.39	0.32	0.30	0.29				
45° radio largo					0.21	0.20	0.19	0.16
90° estándar	2.0	1.5	0.95	0.64	0.50	0.39	0.30	0.26
90° radio largo	1.0	0.72	0.41	0.23	0.40	0.30	0.19	0.15
180° estándar	2.0	1.5	0.95	0.64	0.41	0.35	0.30	0.25
180° radio largo					0.40	0.30	0.21	0.15
Tees								
Flujo directo	0.90	0.90	0.90	0.90	0.24	0.19	0.14	0.10
Flujo lateral	2.4	1.8	1.4	1.1	1.0	0.80	0.64	0.58

Figura A8.23 Constantes de pérdida de carga para los accesorios.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

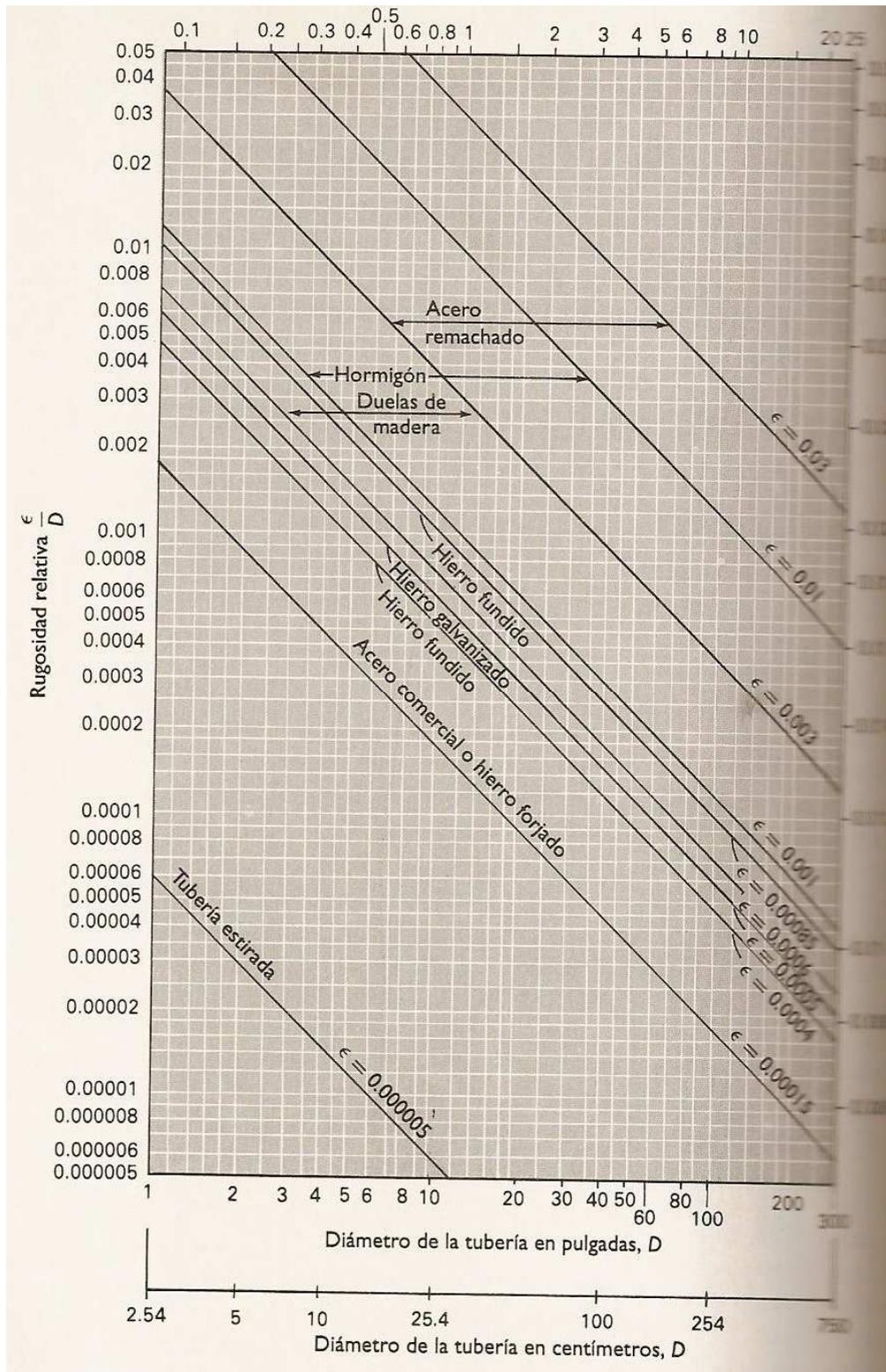
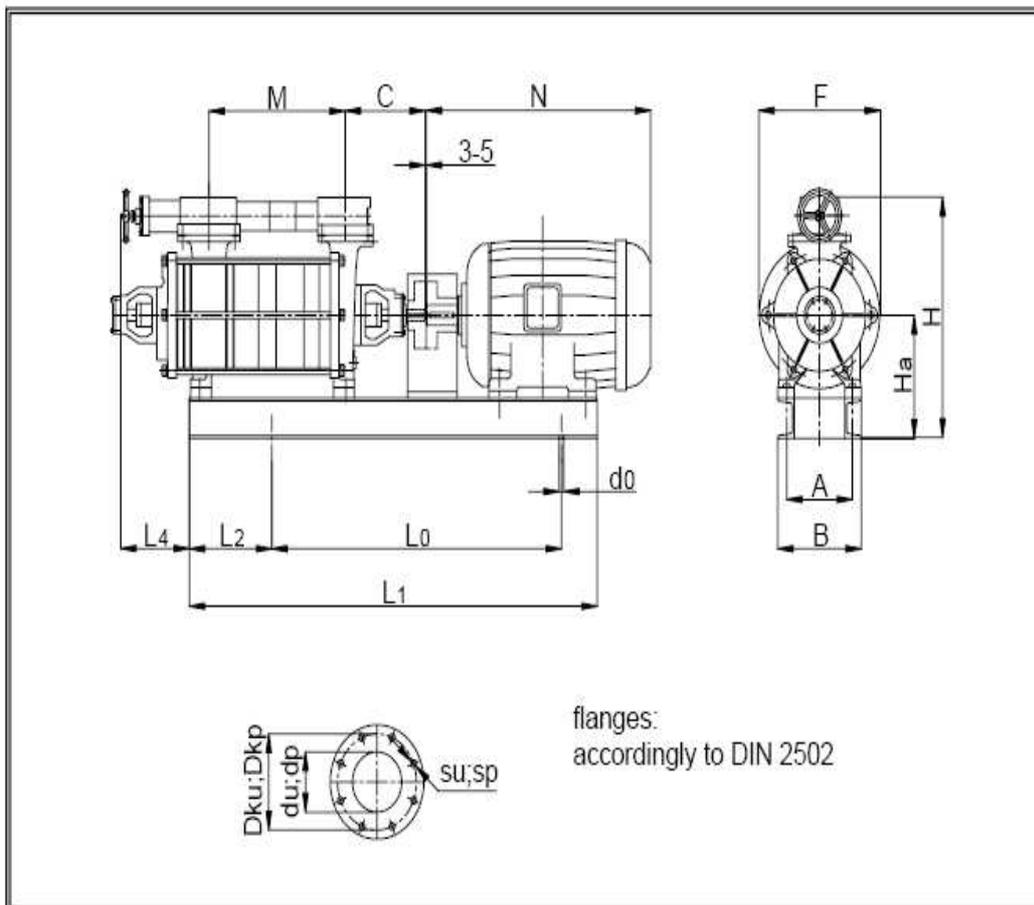


Figura A8.24 Rugosidad relativa.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

<b>MZT Pumpi</b>	Pump-unit main dimensions	Pump type:
		BCP 60 - 2
		n = 1450 [rpm]



Main flanges dimensions									DIN 2502
Du	Ku	du	Su	Zu	Dp	Kp	dp	Sp	Zp
220	180	100	18	8	200	160	80	18	4

PUMP SIZE	Main pump dimensions (mm)														G (kg)		
	motor		L	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>2</sub>	L <sub>4</sub>	A <sub>0</sub>		M	H	H <sub>a</sub>	d <sub>0</sub> /z	F	C	pump	unit.
	type	kW						A	B								
BCP 60-2	KT 132 M-4	7.5	1595	780	1150												417
BCP 60-2a						255	325	230 / 280		417	850	310	18/4	295	215		
BCP 60-2b BCP 60-2c	KT 132 S-4	5.5	1670	770	1115												405

*Figura A8.25 dimensiones de las bombas utilizadas.*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

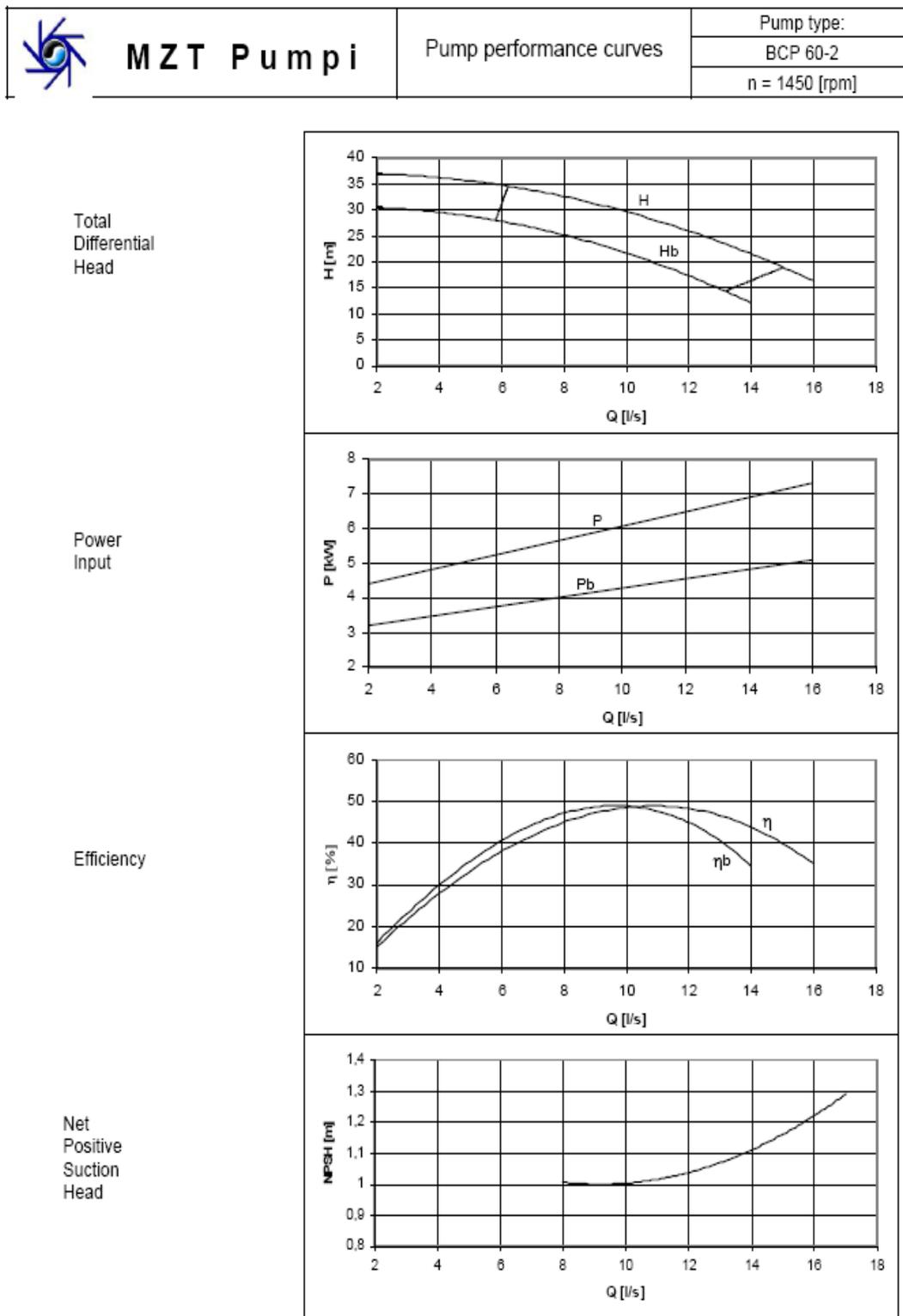
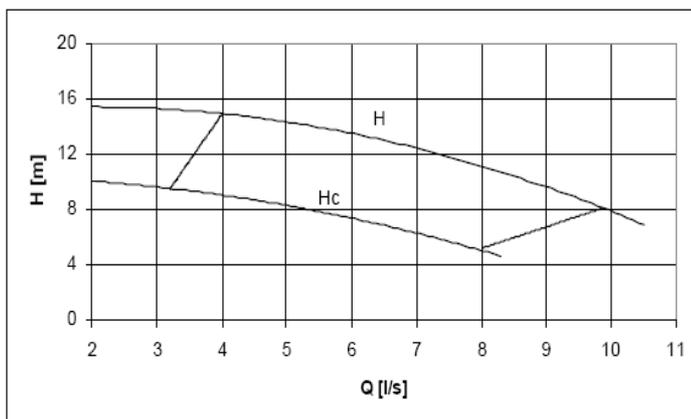


Figura A8.26 Curvas características de las bombas utilizadas.

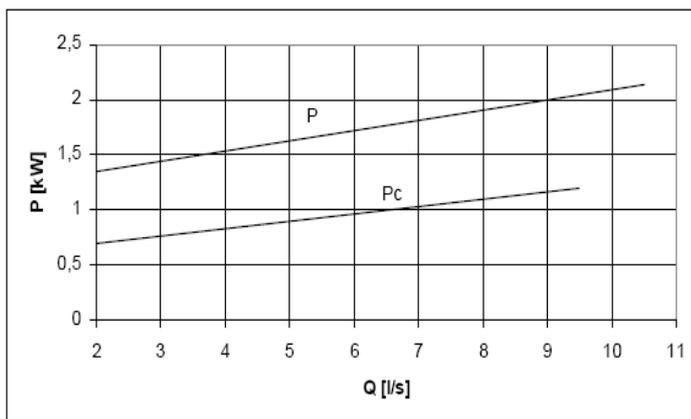
DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

 <b>MZT Pumpi</b>	Pump performance curves	Pump type:
		BCP 60-2-6
		n = 960 [rpm]

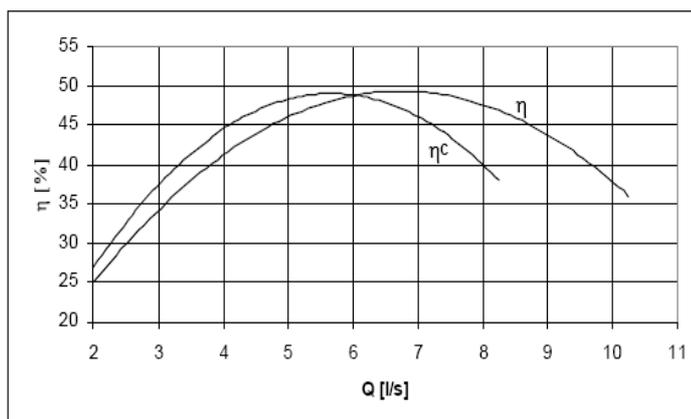
Total  
Differential  
Head



Power  
Input



Efficiency



*Figura A8.26 Curvas características de las bombas utilizadas.*

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

***BIBLIOGRAFÍA.***

## **BIBLIOGRAFÍA.**

A continuación se muestra el simulador utilizado para el cálculo del diagrama de equilibrio xy, las obras bibliográficas utilizadas, las páginas Web visitadas y los Códigos, normas, Reglamentos y Reales Decretos consultados, para el desarrollo del presente Proyecto Fin de Carrera:

- **Simulador:**

- **Chemsep.**

**- Obras literarias:**

- **“Manual del Ingeniero Químico; volumen I”**; R. H. Perry, D. W. Green. Ed. McGraw Hill, séptima edición, 2001.

- **“Manual del Ingeniero Químico; Volumen II”**; R. H. Perry, D. W. Green. Ed. McGraw Hill, séptima edición, 2001.

- **“Operaciones Básicas de Transferencia de Materia”**; R. E. Treybal. Ed. McGraw Hill, 1980.

- **“Ingeniería Química; tomo II”**; J. M. Coulson, J. F. Richardson. Ed. Reverté, s.a.1988.

- **“Elementos en Ingeniería Química”**; A. Vian, J. Ocón. Ed. Aguilar, 1987.

- **“Operaciones Básicas de la Ingeniería Química”**; W.L. McCabe, J. C. Smith. Ed. Reverté, 1981.

- **“The Properties of Gases & Liquids”**; R. C. Reid, J. M. Prausnitz, T. K. Sherwood. Ed. McGraw Hill, 1997.

- **“Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química”**; J.M. Smith, H. C. Van Ness. Ed McGraw hill.

- **“Equipos de intercambio de calor”**; F. Mendia Urquiola. Master de energía y eficiencia, 1984.

- **“Procesos de Transferencia de Calor”**; D. CERN. Ed. Continental.

- **“Transferencia de Calor”**; M Necati Ozisik. Ed. McGraw Hill, 1979.
- **“Fundamentos de Mecánica de Fluidos”**; P. Gerhart, R. Gross, J. Hochstein. Ed. Addison-wesley Iberoamericana 1995.
- **“Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo”**; Eugene F. Megyese. Prefacio de Paul Buthord. Ed. Limusa 1989.

**- Páginas web:**

- <http://www.directindustry.es>

- <http://www.juntadeandalucia.es>

- [http://www.cepasa.com/home\\_nueva/home\\_flash.htm](http://www.cepasa.com/home_nueva/home_flash.htm)

- <http://www.petresa.es/index.htm>

- <http://www.panreac.com>

- <http://www.xunta.es>

**- Códigos y Normas consultadas:**

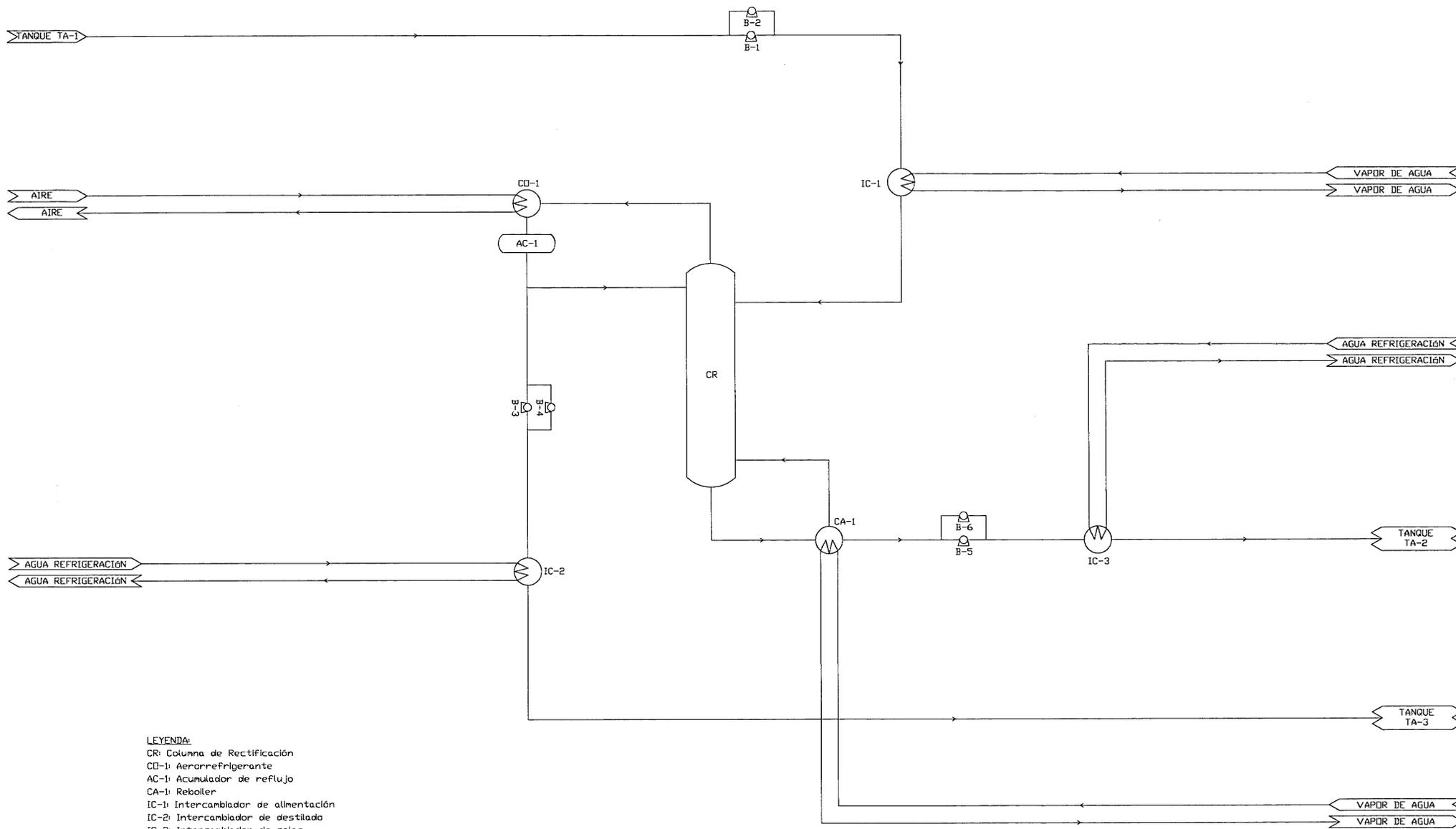
- Código ASME: “Boiler and Pressure Vessel Code”, Sección VIII, División I.
- Código ASME: “Boiler and Pressure Vessel Code”, Sección II.
- R.D. 2085/1994, de 20 de octubre: Reglamento de instalaciones Petrolíferas.
- Introducciones al R.D. 2085/1994, por el reciente R.D. 1523/199.
- R.D. 1244/1979, de 4 de Abril: Reglamento de aparatos a presión.
- R.D. 379/2001, de 6 de Abril: Reglamento de productos químicos.
- Código TEMA: “Tubular Exchanger Manufactures Association”.
- Código ANSI B-31.3: “Tuberías en Plantas Químicas y Refinerías de Petróleo”.
- Norma UNE 92102:1998: “Materiales Aislantes Térmicos. Lana de vidrio. Definiciones, clasificación y características”.
- R.D. 379/2001, de 6 de abril: Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos.
- Especificación Técnica Complementaria MIE-APQ7.
- Norma API 650: “Welded Steel Tanks for Oil”.
- Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

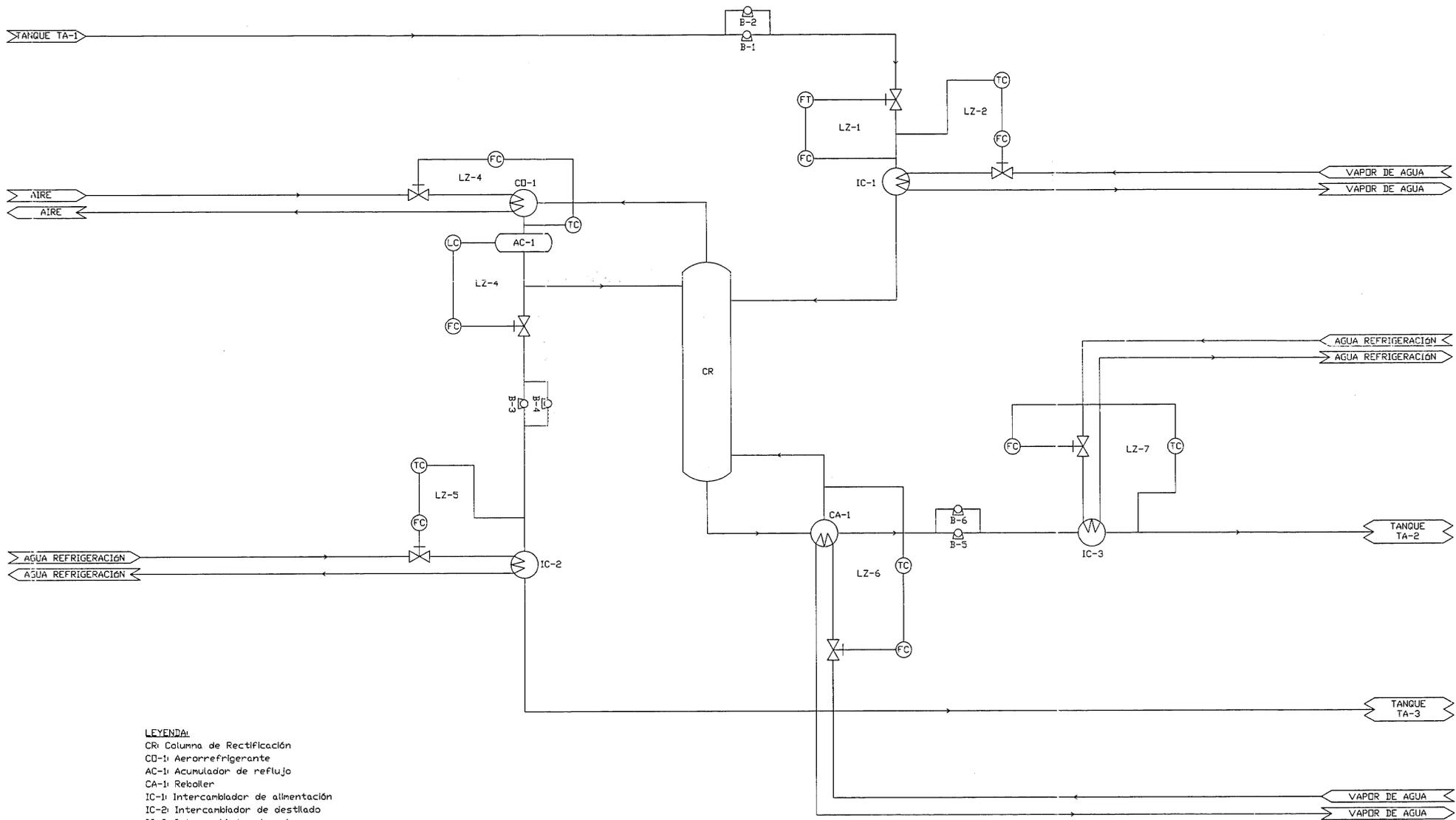
***DOCUMENTO Nº2.***

**PLANOS.**



- LEYENDA:
- CR: Columna de Rectificación
  - CO-1: Aerorefrigerante
  - AC-1: Acumulador de reflujo
  - CA-1: Reboiler
  - IC-1: Intercambiador de alimentación
  - IC-2: Intercambiador de destilado
  - IC-3: Intercambiador de colas
  - B-1: Bomba de alimentación
  - B-2: Bomba de alimentación
  - B-3: Bomba de destilado
  - B-4: Bomba de destilado
  - B-5: Bomba de colas
  - B-6: Bomba de colas

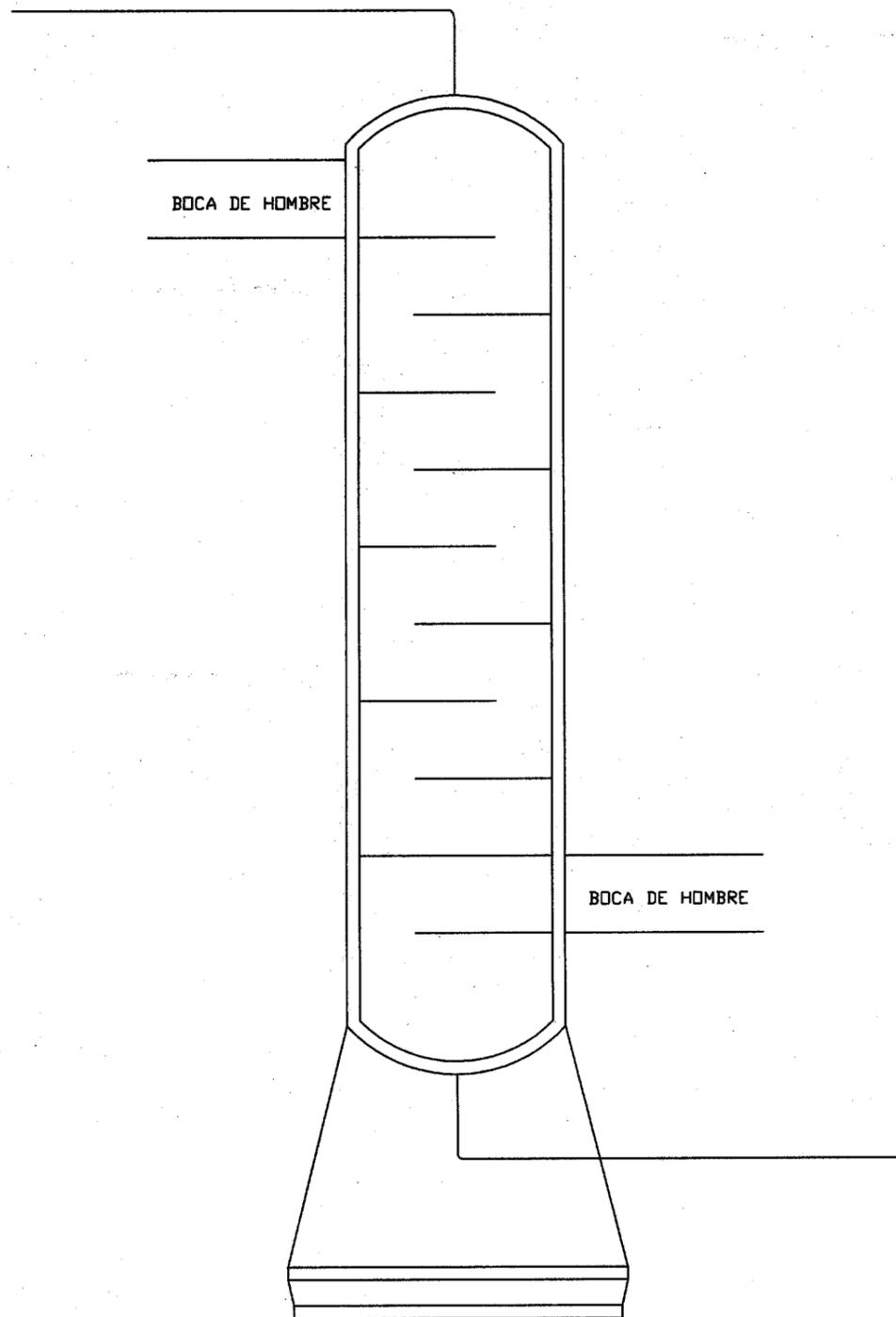
UNIVERSIDAD DE CABIZ	PROYECTO FIN DE CARRERA		FECHA
	"DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO".		JULIO-2008
FACULTAD DE CIENCIAS	EMPLAZAMIENTO	ALMERÍA	ESCALA
INGENIERIA QUIMICA			S/C
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA	PLANO Nº
DIAGRAMA DE FLUJO		<i>[Signature]</i>	1



**LEYENDA:**

- CR: Columna de Rectificación
- CD-1: Aerorrefrigerante
- AC-1: Acumulador de reflujo
- CA-1: Reboiler
- IC-1: Intercambiador de alimentación
- IC-2: Intercambiador de destilado
- IC-3: Intercambiador de colas
- B-1: Bomba de alimentación
- B-2: Bomba de alimentación
- B-3: Bomba de destilado
- B-4: Bomba de destilado
- B-5: Bomba de colas
- B-6: Bomba de colas
- LZ-1: Lazo de control de caudal de entrada a la columna
- LZ-2: Lazo de control de temperatura de salida de la alimentación del intercambiador IC-1
- LZ-3: Lazo de control de nivel de reflujo en el acumulador
- LZ-4: Lazo de control de temperatura de salida de reflujo del condensador
- LZ-5: Lazo de control de temperatura de salida del destilado del intercambiador IC-2
- LZ-6: Lazo de control de temperatura de salida de reflujo del reboiler
- LZ-7: Lazo de control de temperatura de colas a la salida del intercambiador IC-3

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERIA QUIMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA	DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISO OCTANO.	FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO	ALMERIA ALMERIA	ESCALA
TORTOLERO RDL, ANTONIO		FIRMA	PLANO Nº 5/74
DIAGRAMA DE FLUIDO DE INGENIERIA			2



**OBSERVACIONES PARTICULARES:**

LAS ELEVACIONES DE LOS PLATOS DESMONTABLES SON REFERIDAS A LA CARA SUPERIOR DEL ANILLO SOPORTE Y DE LOS PLATOS FIJOS A LA CARA SUPERIOR DE ESTOS.

LOS TALADROS DE LAS BRIDAS, ASÍ COMO LOS PERNOS DE ANCLAJE EN RECIPIENTES VERTICALES, SE DISPONDRAN A HORCAJADAS DE LOS EJES PRINCIPALES.

LAS CONEXIONES DE LOS RECIPIENTES INCLINADOS SERÁN PERPENDICULARES (O PARALELAS A LAS SITUADAS SOBRE LOS FONDOS) A LA HORIZONTAL.

TODAS LAS CONEXIONES SERÁN ENRASADAS CON LA CARA INTERIOR DEL RECIPIENTE.

TODAS LAS PARTES DESMONTABLES DEBERAN PASAR A TRAVÉS DE UNA BOCA DE HOMBRE DE DIAMETRO INTERIOR IGUAL A 586mm

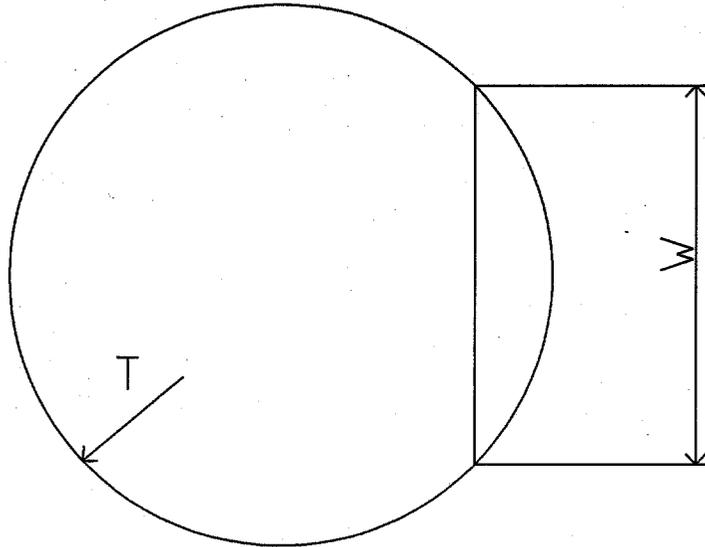
LAS SIGUIENTES PARTIDAS SERÁN SUMINISTRADAS E INSTALADAS POR OTROS EN OBRA: PLATOS Y VERTEDEROS, PERNOS DE ANCLAJE, IGNIFUGADO, PESCANTE, AISLAMIENTO.

**EL FABRICANTE DE RECIPIENTE SUMINISTRARÁ E INSTALARÁ EN TALLER:**

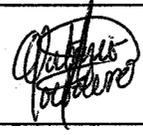
- ANILLOS Y OTROS SOPORTES PARA PLATOS Y VERTEDEROS.
- SOPORTES DE EQUIPOS (FALDÓN).
- RIGIDIZADORES.
- TUBOS INTERNOS.
- PESCANTE O VISAGRA PARA CADA BOCA DE HOMBRE.
- PATES Y ASIDEROS.
- DREJETAS DE IZADO Y RETENCIÓN.
- ROMPEDOR DE REMOLINDOS.
- PANTALLAS DEFLECTORAS.
- SOPORTES DE AISLAMIENTOS E IGNIFUGADO.
- CARTELAS Y REFUERZOS PARA SOPORTES DE: PLATAFORMAS, ESCALAS, TUBERIAS Y PESCANTE.

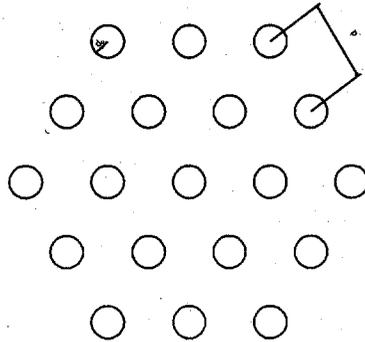
**EL FABRICANTE DEL RECIPIENTE SUMINISTRARÁ UNA PLANTILLA DE LA PLACA BASE PARA LA DISPOSICIÓN DE PERNOS EN OBRA.**

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIAR ALMERÍA		ESCALA 1:50
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 3
COLUMNA DE RECTIFICACIÓN			



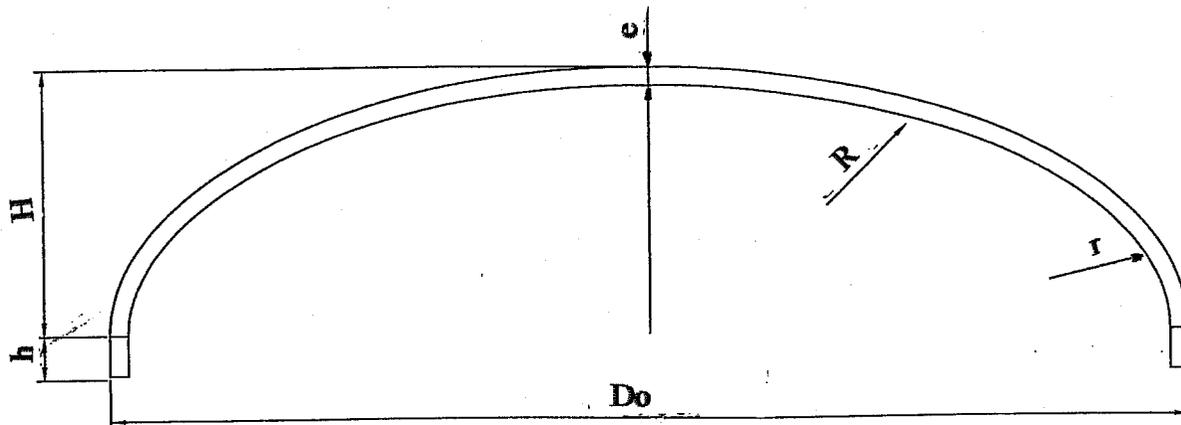
T (DIÁMETRO DE LA TORRE) = 1.50 m  
 W (LONGITUD DEL DERRAMADERO) = 1.05 m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIMAR ALMERÍA		ESCALA 1:20
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 4
DETALLE DE PLATO DE RECTIFICACIÓN			

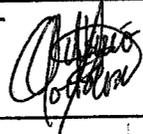


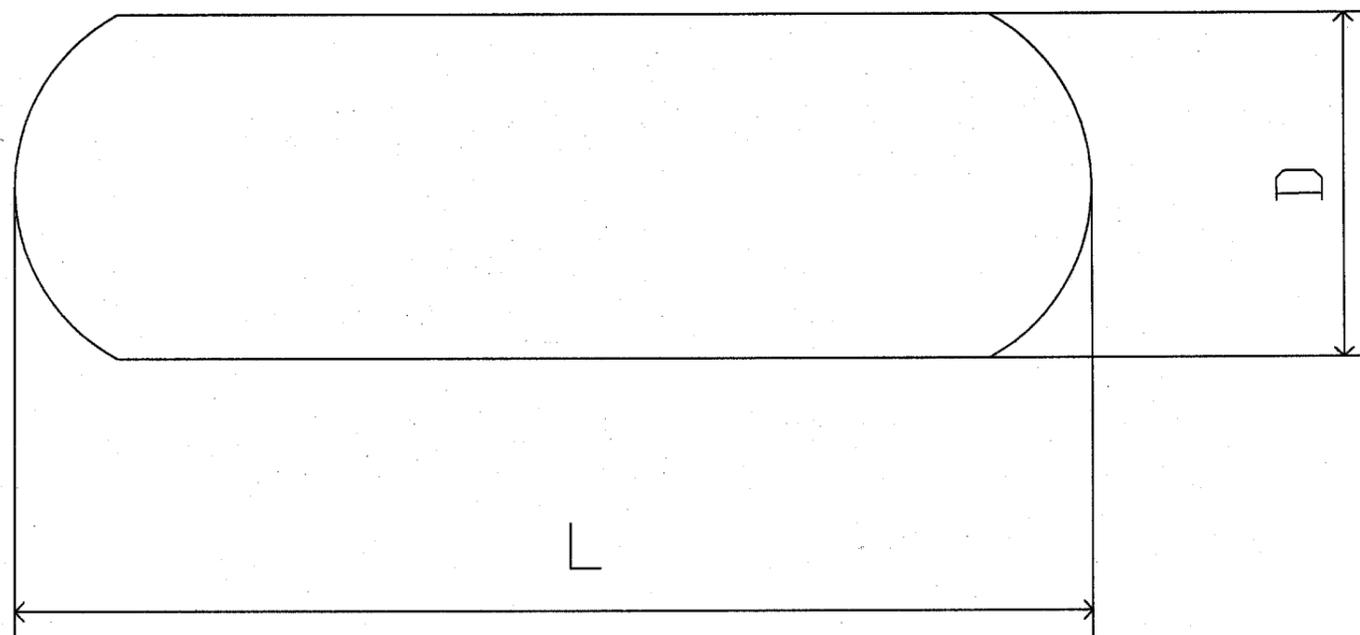
$p$  (PITH) = 0.01125m  
 $d_o$  (DIÁMETRO DE ORIFICIO) = 0.0045m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA  "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERINAR ALMERÍA		ESCALA 1:1
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 5
PERFORACIONES EN EL PLATO (DISTRIBUCIÓN)			



$Do$  (DIAMETRO EXTERIOR DEL FONDO) = 1.52 m.  
 $R$  (RADIO DE CURVATURA) = 1.51 m.  
 $r$  (RADIO DE CURVATURA INFERIOR) = 0,15 m.  
 $H$  (ALTURA) 0,30 m.  
 $h$  (ALTURA INFERIOR) = 0,035 m.  
 $e$  (ESPESOR) = 0,01 m.

UNIVERSIDAD DE CADIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERIA QUIMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA	"DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOCTANO".	
	EMPLAZAMIENTO ALMERIENSE ALMERIA	FECHA JUL 21-2002	ESCALA S/C
TORTOLERO ROL, ANTONIO	FIRMA 	PLANO Nº 6	
FONDO SUPERIOR E INFERIOR DE COLUMNA TIPO "KLOPPER".			



**OBSERVACIONES PARTICULARES:**

LAS ELEVACIONES DE LOS PLATOS DESMONTABLES SON REFERIDAS A LA CARA SUPERIOR DEL ANILLO SOPORTE Y DE LOS PLATOS FIJOS A LA CARA SUPERIOR DE ESTOS.

LOS TALADROS DE LAS BRIDAS, ASÍ COMO LOS PERNOS DE ANCLAJE EN RECIPIENTES VERTICALES, SE DISPONDRAN A HORCAJADAS DE LOS EJES PRINCIPALES.

LAS CONEXIONES DE LOS RECIPIENTES INCLINADOS SERÁN PERPENDICULARES (O PARALELAS A LAS SITUADAS SOBRE LOS FONDOS) A LA HORIZONTAL.

TODAS LAS CONEXIONES SERÁN ENRASADAS CON LA CARA INTERIOR DEL RECIPIENTE.

TODAS LAS PARTES DESMONTABLES DEBERAN PASAR A TRAVÉS DE UNA BOCA DE HOMBRE DE DIAMETRO INTERIOR IGUAL A 586mm

LAS SIGUIENTES PARTIDAS SERÁN SUMINISTRADAS E INSTALADAS POR OTROS EN OBRA: PLATOS Y VERTEDEROS, PERNOS DE ANCLAJE, IGNIFUGADO, PESCANTE, AISLAMIENTO.

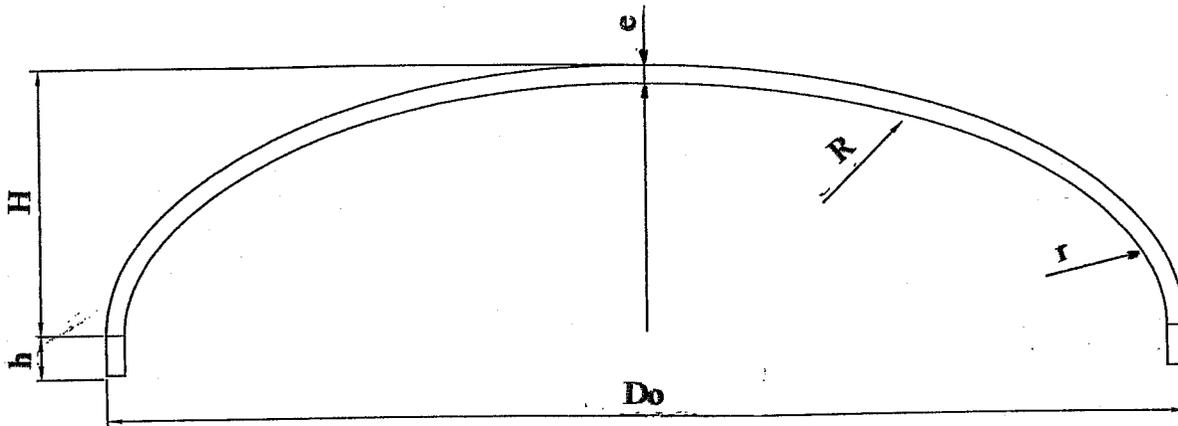
**EL FABRICANTE DE RECIPIENTE SUMINISTRARÁ E INSTALARÁ EN TALLER:**

- ANILLOS Y OTROS SOPORTES PARA PLATOS Y VERTEDEROS.
- SOPORTES DE EQUIPOS (FALDÓN).
- RIGIDIZADORES.
- TUBOS INTERNOS.
- PESCANTE O VISAGRA PARA CADA BOCA DE HOMBRE.
- PATES Y ASIDEROS.
- OREJETAS DE IZADO Y RETENCIÓN.
- ROMPEDOR DE REMOLINOS.
- PANTALLAS DEFLECTORAS.
- SOPORTES DE AISLAMIENTOS E IGNIFUGADO.
- CARTELAS Y REFUERZOS PARA SOPORTES DE: PLATAFORMAS, ESCALAS, TUBERIAS Y PESCANTE.

**EL FABRICANTE DEL RECIPIENTE SUMINISTRARÁ UNA PLANTILLA DE LA PLACA BASE PARA LA DISPOSICIÓN DE PERNOS EN OBRA.**

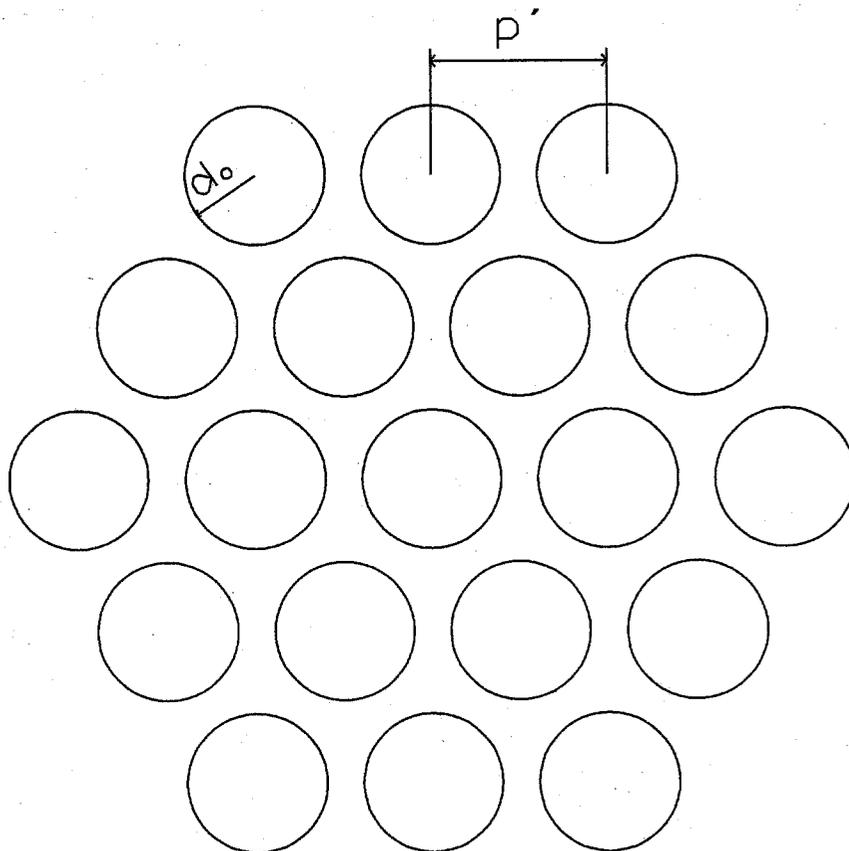
L (LONGITUD DEL ACUMULADOR) = 4.74m  
D (DIÁMETRO DEL ACUMULADOR) = 1.51m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA  "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISODOCTANO".		FECHA
	EMPLAZAMIENTO  ALMERIMAR ALMERIA		ESCALA 1:30
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº  7
ACUMULADOR REFLUJO			



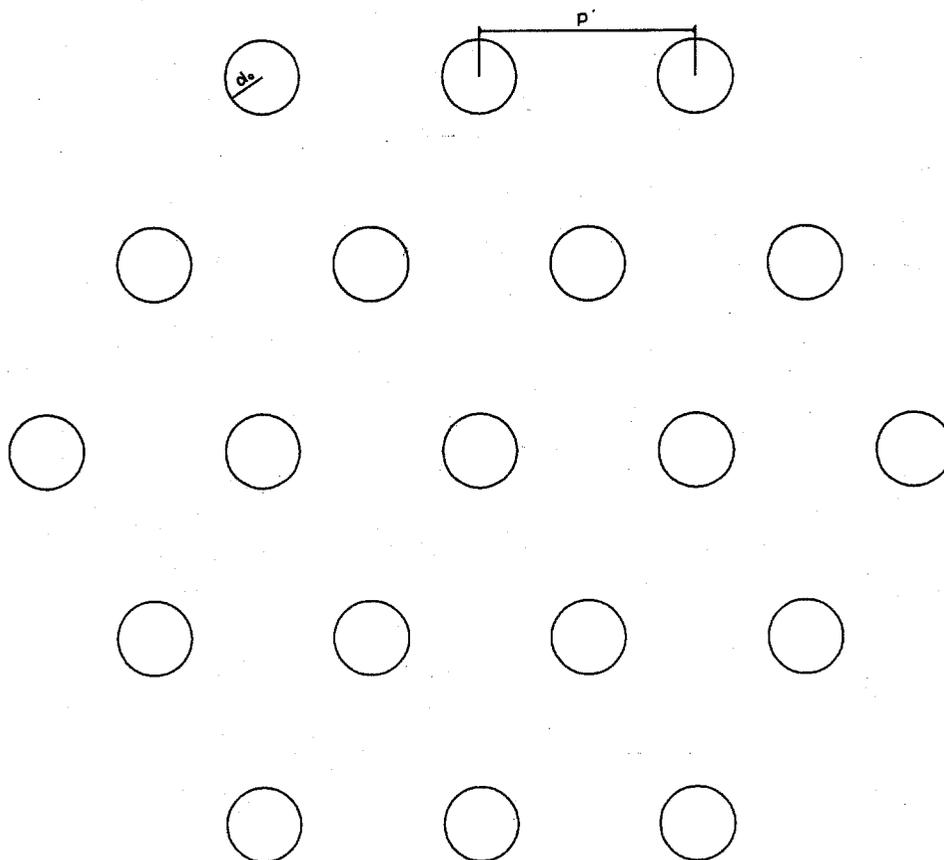
$D_o$  (DIAMETRO EXTERIOR DEL FONDO) = 1.52 m.  
 $R$  (RADIO DE CURVATURA) = 1.51 m.  
 $r$  (RADIO DE CURVATURA INFERIOR) = 0,15 m.  
 $H$  (ALTURA) 0,30 m.  
 $h$  (ALTURA INFERIOR) = 0,035 m.  
 $e$  (ESPESOR) = 0,006 m.

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERIA QUIMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA  <b>"DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA          SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO".</b>		FECHA JULIO-2009
	EMPLAZAMIENTO ALMERIA ALMERIA		ESCALA S/C
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº <b>8</b>
FONDO SUPERIOR E INFERIOR ACUMULADOR TIPO "KLOPPER".			



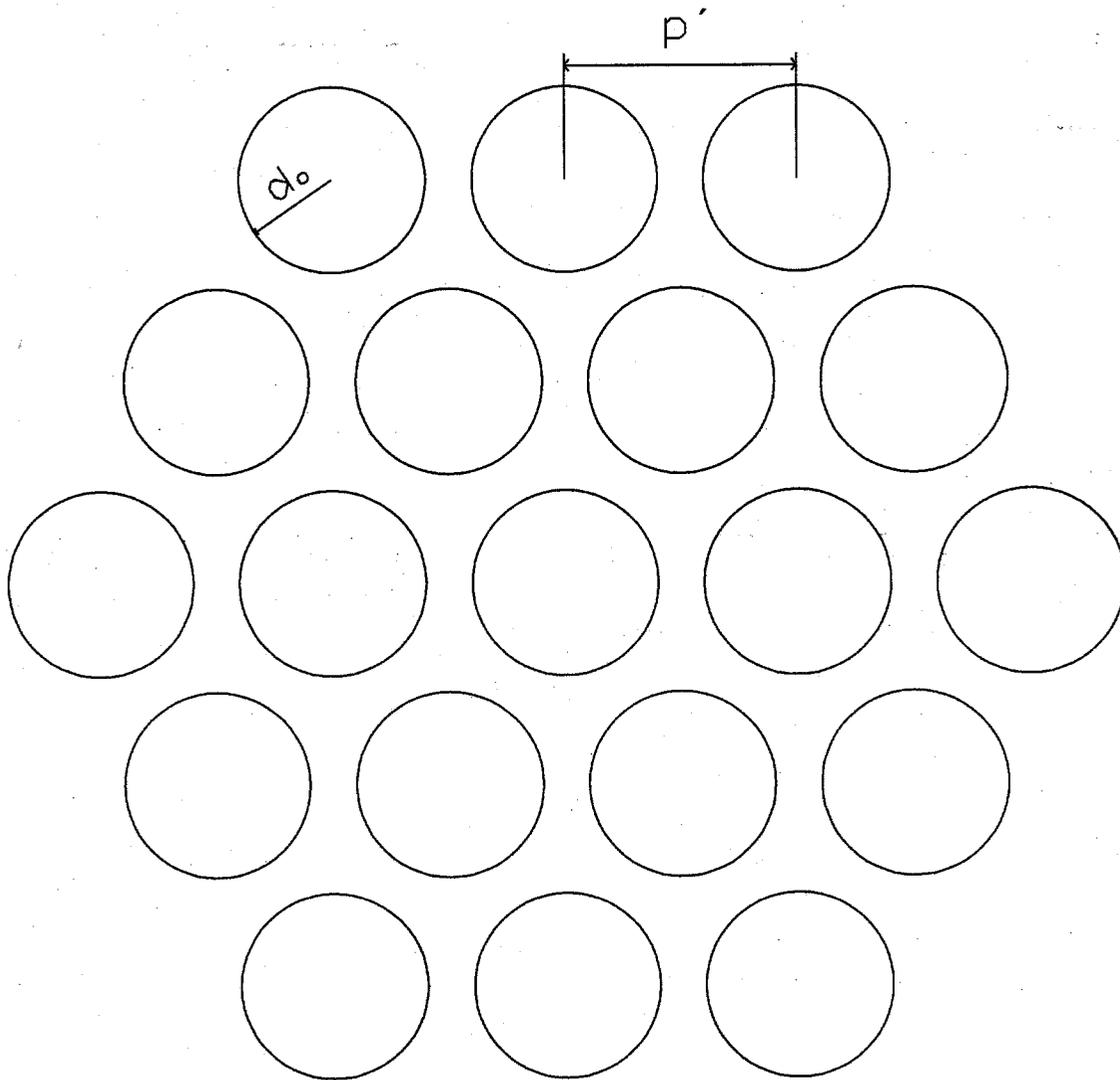
$p'$  (PITH) = 0.0238m  
 $d_0$  (DIÁMETRO DE ORIFICIO) = 0.019m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERIA QUIMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA  "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIMAR ALMERIA		ESCALA 1:1
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 9
VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN REBOILER			



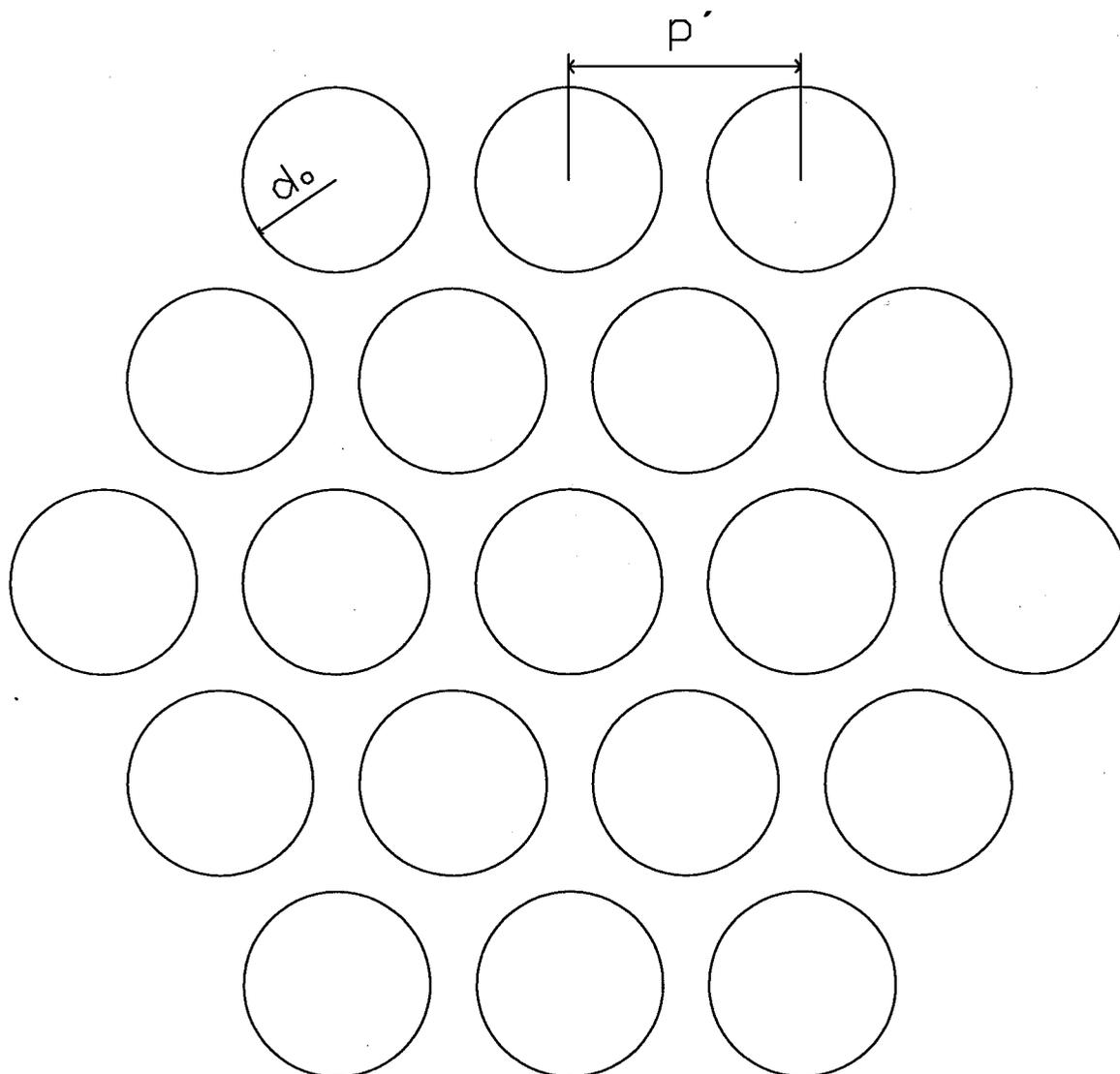
$p'$  (PITH) = 0.0744m  
 $d_o$  (DIÁMETRO DE ORIFICIO) = 0.0025m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA  "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIMAR ALMERÍA		ESCALA 1:2.5
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 10
VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN AERORREFRIGERANTE			



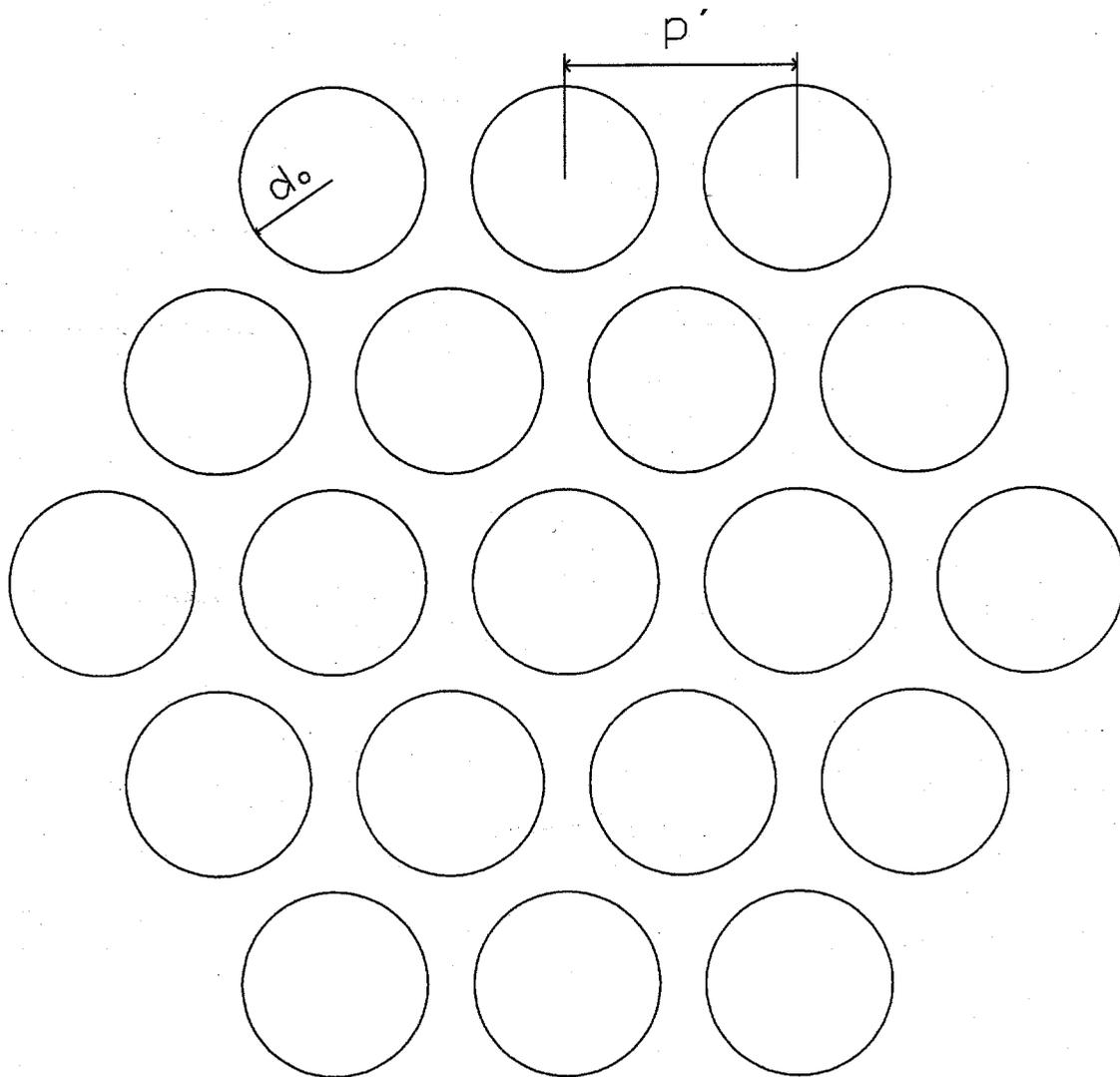
$p'$  (PITH) = 0.0317m  
 $d_0$  (DIÁMETRO DE ORIFICIO) = 0.0025m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA *DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO*.		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIAR ALHERIA		ESCALA 1:1
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 11
VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN INTERCAMBIADOR IC-1			

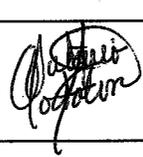


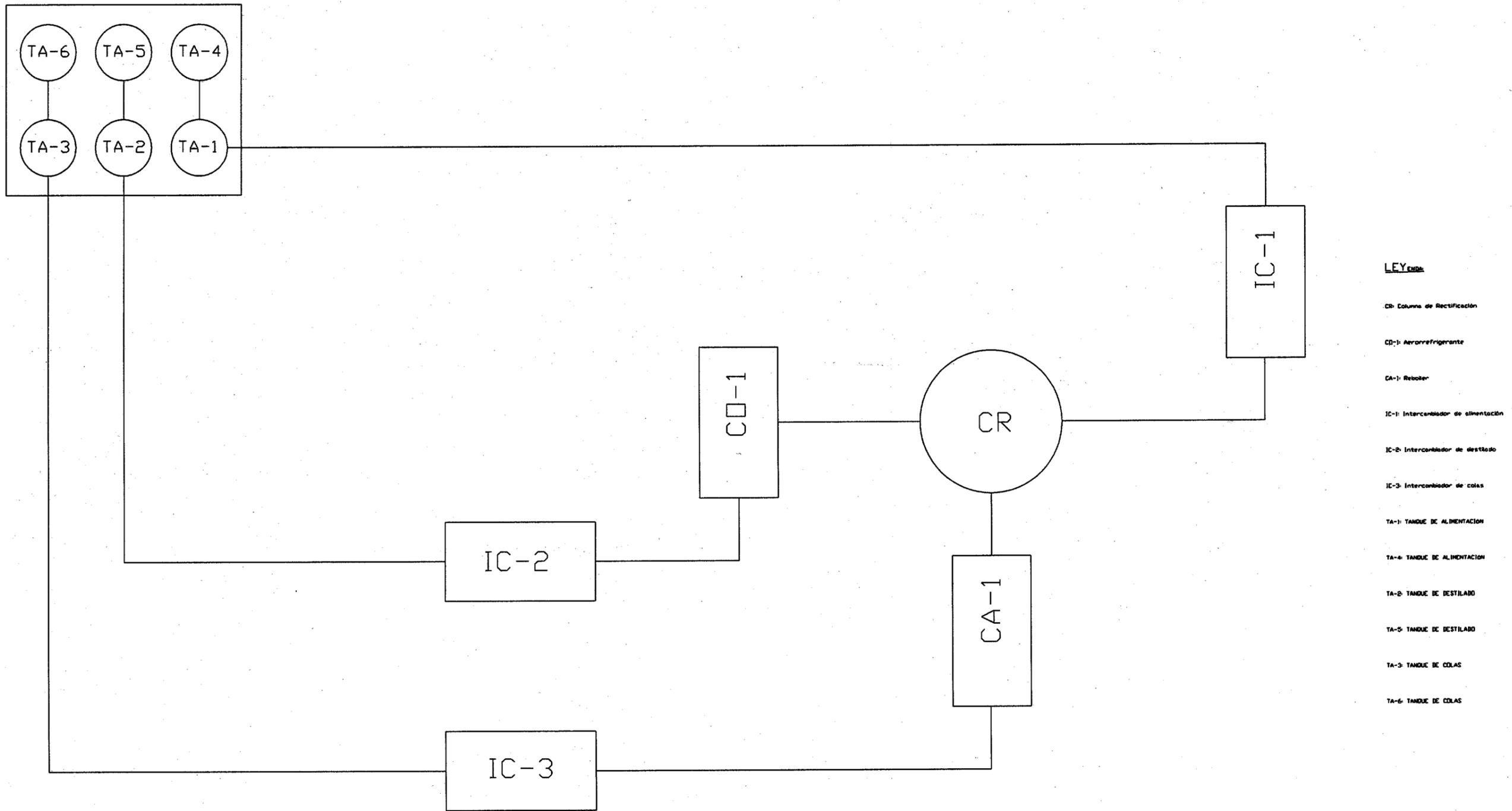
$p'$  (PITCH) = 0.0317m  
 $d_0$  (DIÁMETRO DE ORIFICIO) = 0.0025m

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIMAR ALMERÍA		ESCALA 1:1
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 12
VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN INTERCAMBIADOR IC-2			



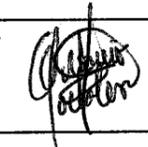
$p' \text{ (PITH)} = 0.0317\text{m}$   
 $d_o \text{ (DIÁMETRO DE ORIFICIO)} = 0.0025\text{m}$

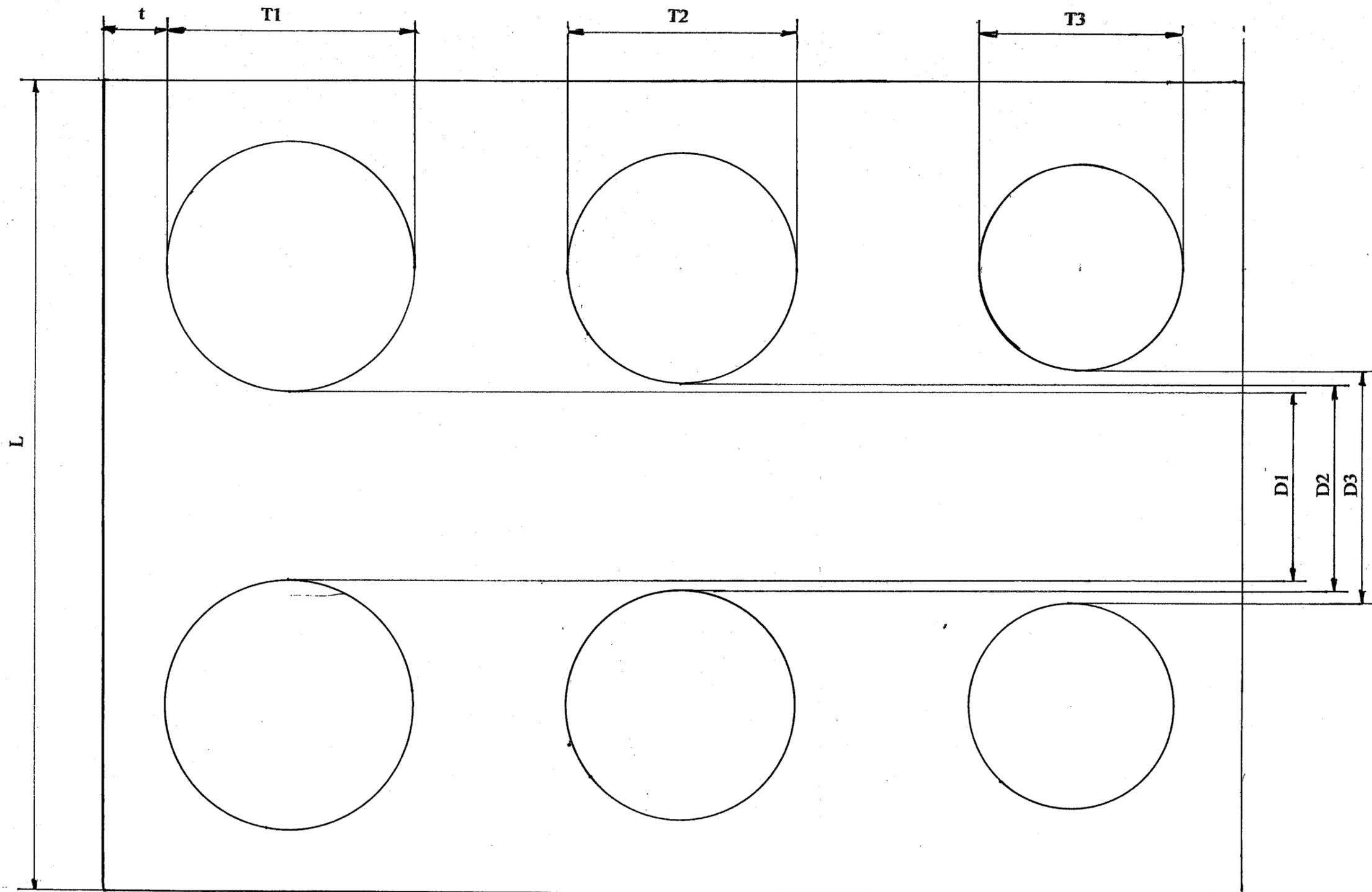
UNIVERSIDAD DE CÁDIZ  FACULTAD DE CIENCIAS  INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA  "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOCTANO".		FECHA JULIO-2008
	EMPLAZAMIENTO ALMERIAR ALMERÍA		ESCALA 1:1
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 	PLANO Nº 13
VISTA GENERAL Y DISTRIBUCIÓN DE TUBOS EN INTERCAMBIADOR IC-3			



**LEYENDA:**

- CR: Columna de Rectificación
- CD-1: Aerorefrigerante
- CA-1: Reboiler
- IC-1: Intercambiador de alimentación
- IC-2: Intercambiador de destilado
- IC-3: Intercambiador de colas
- TA-1: TANQUE DE ALIMENTACIÓN
- TA-4: TANQUE DE ALIMENTACIÓN
- TA-2: TANQUE DE DESTILADO
- TA-5: TANQUE DE DESTILADO
- TA-3: TANQUE DE COLAS
- TA-6: TANQUE DE COLAS

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	PROYECTO FIN DE CARRERA <b>"DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO".</b>	
	EMPLAZAMIENTO ALMERIMAR ALMERÍA	FECHA JULIO-2008 ESCALA S/C PLANO Nº 14
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA 
DISTRIBUCIÓN EN PLANTA		



D1 (DISTANCIA ENTRE TANQUES TA-1 Y TA-4) = 6,85 m.  
 D2 (DISTANCIA ENTRE TANQUES TA-2 Y TA-5) = 8,56 m.  
 D3 (DISTANCIA ENTRE TANQUES (TA-3 Y TA-6) = 10,06 m.  
 L (LADO DEL CUBETO) = 37,25 m.  
 t (DISTANCIA ENTRE CUBETO Y TANQUE) = 1,50 m.  
 T1 (DIÁMETRO TA-1 Y TA-4) = 13,40 m.  
 T2 (DIÁMETRO TA-2 Y TA-5) = 10,70 m.  
 T3 (DIÁMETRO TA-3 Y TA-6) = 9,10 m.

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ	PROYECCIÓN FIN DE CARRERA		FECHA
	"DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n-PENTANO E ISOOCTANO".		JULIO-2008
FACULTAD DE CIENCIAS	ENPLAZAMIENTO: ALMERIA ALMERIA		ESCALA
INGENIERÍA QUÍMICA			1/200
TORTOLERO ROL, ANTONIO		FIRMA	PLANO Nº
			15
DISTRIBUCIÓN DE TANQUES EN EL CUBETO			

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

***DOCUMENTO Nº3.***

**PLIEGO DE CONDICIONES.**

## **DOCUMENTO 3. PLIEGO DE CONDICIONES.**

### **CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN.**

#### **1.1. OBJETIVO DEL PLIEGO DE CONDICIONES.**

El objetivo del presente pliego de condiciones es definir el conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las que se refiere el refiere el proyecto “Diseño de una columna de Destilación para la separación y concentración de pentano e isooctano”, mediante destilación con rectificación”. Contiene las condiciones técnicas normalizadas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, medición de las unidades de obra y, en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendidas en el presente proyecto. El pliego de condiciones constituye el documento más importante desde el punto de vista contractual.

El contratista está obligado a ejecutar el proyecto según se especifica en el pliego de condiciones.

Del mismo modo, la administración podrá conocer de forma detallada las diferentes tareas que se desarrollarán durante la ejecución del proyecto.

#### **1.2. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS.**

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entregará al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Son documentos contractuales los planos, pliego de condiciones, cuadro de precios y presupuestos, que se incluyen en el presente proyecto. Los

datos incluidos en la memoria y nexos tienen carácter meramente informativo.

### **1.3. CONTRADICIONES, OMISIONES O ERRORES.**

En caso de contradicción entre planos y el pliego de prescripciones técnicas, prevalecerá lo indicado en este último. Lo mencionado en el pliego de prescripciones técnicas y omitido en los planos o viceversa, habrá de ser captado como si estuviese expuesto en ambos documentos, siempre que, a juicio del director de obras, quede suficientemente definida la unidad de obra correspondiente y esta tenga precio en el contrato.

En todo caso, las condiciones, omisiones o errores que se adviertan en estos documentos por el director o contratista deberán reflejarse en el acta de comprobación.

## **CAPITULO 2. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE FACULTATIVA.**

### **2.1. DIRECCIÓN FACULTATIVA.**

#### **2.1.1. Dirección facultativa.**

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero nombrado por la propiedad en su representación.

#### **2.1.2. Funciones de la dirección facultativa.**

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

El ingeniero director de obras será responsable de la inspección y vigilancia de la ejecución del contrato, y asumirá la representación de la administración o de la entidad pertinente frente al contratista.

Las funciones del ingeniero director de obras serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente pliego de condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver 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 o 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 necesarios para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con las mismas.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en casos de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas

operaciones o trabajos en curso, para lo cual, el contratista deberá poner a su disposición el personal y material de la obra.

- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales establecidas.

El contratista estará obligado a prestar su colaboración al ingeniero director para el normal cumplimiento de las funciones a éste encomendadas.

## **2.2. OBLIGACIONES Y DERECHOS GENERALES DEL CONTRATISTA.**

### **2.2.1. Gastos de cuentas del contratista.**

Serán de cuenta del contratista, siempre que en el contrato no se prevea explícitamente lo contrario, los siguientes gastos:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares. Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para depósito de maquinaria y materiales.
- Los gastos de protección de acopios y de la propia obra contra todo deterioro, daño o incendio, cumpliendo los requisitos vigentes para almacenamiento de explosivos y carburantes.
- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basuras.

- Los gastos de suministro, colocación y conservación de señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de montaje, conservación y retirada de instalaciones para el suministro del agua y la energía eléctrica necesaria para las obras.
- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales.
- Los gastos de retirada de materiales rechazados y corrección de deficiencias observadas y puestas de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

### **2.2.2. Representación del contratista.**

Desde que se dé principio a las obras, hasta su recepción provisional, el contratista designara un jefe de obra como representante suyo autorizado que cuidara de que los trabajos sean llevados con diligencia y competencia. Este jefe estará expresamente autorizado por el contratista para recibir autorizaciones escritas o verbales emitidas por la dirección facultativa y para asegurar que dichas ordenes se ejecuten. Asimismo estará expresamente autorizado para firmar y aceptar las mediciones realizadas por la dirección facultativa.

Cualquier cambio que el contratista desee efectuar respecto a sus representantes y personal cualificado y en especial del jefe de obras deberá comunicarse a la dirección facultativa.

### **2.2.3. Presencia del contratista en la obra.**

El contratista, por sí o por medio de sus facultativos representantes o encargados estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañara a la dirección facultativa en las visitas que haga a la obra. Asimismo, y por sí o por medio de sus representantes asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivo de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la dirección facultativa en el transcurso de las reuniones.

### **2.2.4. Oficina en la obra.**

El contratista habilitará en la obra una oficina en la que existirá una mesa o tablero adecuado, en el que puedan extenderse y consultarse planos. En dicha oficina tendrá siempre el contratista una copia autorizada de todos los documentos del proyecto que le hayan sido facilitados por la dirección facultativa y el "Libro de Órdenes" a que se refiere un artículo siguiente.

### **2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto.**

Si alguna de la obra no quedara suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizará hasta que la dirección facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extrema se advertirá a la citada dirección por escrito, con la antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la solución más adecuada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variará con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

#### **2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto.**

Cuando se trate de aclarar, interpretar o modificar preceptos de los pliegos de condiciones de los planos o dibujos, las órdenes e instrucciones correspondientes se comunicaran por escrito al contratista, estando éste a su vez obligado a devolver, ya los originales, ya las copias, suscribiendo con su firma a enterado, que figurará asimismo en todas las órdenes, avisos o instrucciones que reciba tanto de la propiedad como de la dirección técnica.

#### **2.2.7. Información del contratista a subcontratas e instaladores.**

El contratista se vera obligado a suministrar toda la información precisa a las diferentes subcontratas e instaladores para que su labor se ajuste al proyecto. En cualquier caso el contratista será el único responsable de las variaciones o errores que se hubieran podido cometer en obra por desconocimiento de las especificaciones aquí detalladas.

#### **2.2.8. Copias de documentos.**

El contratista tiene derecho a sacar copias, de los planos, presupuestos, pliego de condiciones y demás documentos del proyecto. La dirección facultativa, si el contratista lo solicita, autorizará estas copias con su firma una vez confrontadas. En la obra siempre se encontrará una copia del proyecto visada por el colegio oficial, copia que no se utilizará como planos de obra sino en contados casos de comprobaciones.

#### **2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa.**

Las reclamaciones que el contratista quiera hacer contra las órdenes dimanadas de la dirección facultativa, sólo podrá presentarlas, a través de la misma, ante la propiedad, si ellas son de orden económico, y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los pliegos de condiciones correspondientes, contra disposiciones de orden técnico o facultativo de la dirección facultativa, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada, dirigida a la dirección facultativa, la cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo, que en todo caso será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

#### **2.2.10. Libro de Órdenes.**

La dirección técnica tendrá siempre en la oficina de la obra y a disposición de la dirección facultativa un “Libro de Órdenes”, con sus hojas foliadas por duplicado y visado por el colegio oficial.

### **2.3. OBRAS Y SU EJECUCIÓN.**

#### **2.3.1. Trabajos preparatorios.**

Los trabajos preparatorios para el inicio de las obras consistirán en:

- Comprobación del replanteo.
- Fijación y conservación de los puntos del replanteo.
- Programación de los trabajos.

##### **2.3.1.1. Comprobación del replanteo.**

En el plazo de quince días a partir de la adjudicación definitiva se comprobarán, en presencia del adjudicatario o de su representante, en replanteo de las obras efectuadas antes de la licitación, extendiéndose la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de comprobación del replanteo reflejará la conformidad o la disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como cualquier punto que en caso de disconformidad pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Cuando el acta de comprobación del replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

#### **2.3.1.2. Fijación de los puntos de replanteo.**

La comprobación del replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstos para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos.

Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su desaparición.

Los datos, cotas y puntos fijados se anotarán en un anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

El contratista se responsabilizará de la conservación de las señales de los puntos que hayan sido entregados.

### **2.3.1.3. Programación de los trabajos.**

En el plazo que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.
- Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).
- Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.
- Representación grafica de las diversas actividades, en un grafico de barras o en un diagrama espacio / tiempo.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de las obras, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

### **2.3.2. Plazos de ejecución.**

El contratista empezará las obras al día siguiente de la fecha del acta de comprobación de replanteo, debiendo quedar terminadas en la fecha acordada en dicho acta.

### **2.3.3. Desarrollo y control de los trabajos.**

Para el mejor desarrollo y control de los trabajos, el adjudicatario seguirá las normas que se indican en los apartados siguientes.

#### **2.3.3.1. Equipos de maquinaria.**

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometa a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

#### **2.3.3.2. Ensayos.**

El numero de ensayo y frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el ingeniero director, y se efectuaran con arreglo a las normas que afecten a cada unidad de obra, o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrán superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométrico en general, así como el de calidad, mediante ensayos materiales, densidades de compactación, etc. se entiende que no se comunicará al dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

### **2.3.3.3. Materiales.**

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberán cumplir las condiciones que se establecen en el pliego de condiciones, pudiendo ser rechazados en caso contrario por el ingeniero director. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista y, eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el pliego de prescripciones técnicas, los materiales requeridos para la ejecución del contrato serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que este estime oportuno.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que se propone utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

El no rechazo de un material no implica su aceptación. El no rechazo o la aceptación de una procedencia no impide el posterior rechazo de cualquier partida de material de ella que no cumpla las prescripciones, ni incluso la eventual prohibición de dicha procedencia.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director.

Manipulación de materiales: Todos los materiales se manipularán con cuidado, y de tal modo que se mantengan su calidad y aptitud para la obra.

Inspección de la planta: Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

Inspección de los materiales: Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al ingeniero con dos semanas como mínimo de antelación a la entrega.

Materiales defectuosos: todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del pliego de condiciones se consideran defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el ingeniero ordene lo contrario. Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido substancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

#### **2.3.3.4. Acopios.**

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualesquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinaria, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de proceso adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan los trabajos.
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de proceso adyacentes a ésta.
- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenaran en forma tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven correrán por cuenta del contratista.

#### **2.3.3.5. Trabajos nocturnos**

Los trabajos nocturnos deberán ser previamente autorizados por el director, y solamente realizados en aquellas unidades de obra que así lo requieran. El contratista deberá instalar los equipos de iluminación y mantenerlos en perfecto estado mientras duren los trabajos nocturnos.

#### **2.3.3.6. Accidentes de trabajo.**

El contratista está obligado a cumplir la legislación vigente en materia de seguro contra riesgo de accidentes para su personal.

El contratista y la dirección de obra fijaran de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevaran a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que en cualquier caso deberán ser como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo los equipos necesarios para que éste trabaje en las

condiciones de seguridad adecuadas, tales como cascos, caretas, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra dentro del horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que puedan ocurrir.

#### **2.3.3.7. Descanso en días festivos.**

En los trabajos concedidos a la contrata se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

#### **2.3.3.8. Trabajos defectuosos o no autorizados.**

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera, sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obra, podrá ser recibida provisionalmente, y definitivamente en su caso, quedando el adjudicatario obligado a conformarse, sin derecho a reclamación, con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por

la demolición a su costa y las rehaga con arreglo a las condiciones del contrato.

#### **2.3.3.9. Señalización de las obras.**

El contratista queda obligado a señalar a su costa la obra objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

#### **2.3.3.10. Precauciones especiales.**

Lluvias: Durante las fases de construcción, montaje e instalación de obras y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo tal que no produzcan daños. El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

Incendios: El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios, y a las recomendaciones u ordenes que reciba del director. En todo caso, adoptara las medidas necesarias para evitar la propagación de los que se requieran para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir. No obstante lo anterior, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente, y, particularmente, en aquellos en los que el riesgo de producción de incendio sea más elevado (soldadura, corte con sople, etc.).

#### **2.3.3.11. Personal técnico.**

El contratista está obligado a dedicar a los trabajos (tanto de obra civil como de montaje e instalación de líneas y equipos) el personal técnico a que se comprometió en la licitación. A pie de obras, y al frente de las mismas, deberá haber un ingeniero.

El personal así designado no será asignado a otras obligaciones mientras duren los trabajos.

Por otra parte, el personal a cargo del contratista deberá estar lo suficientemente cualificado para la realización de los trabajos. Es responsabilidad del contratista, por lo tanto, cualquier retraso derivado de la incompetencia o ignorancia del personal a su cargo.

El director podrá prohibir la presencia en la zona de trabajos de determinado personal del contratista por motivo de falta de obediencia o respeto, o por causa de actos que comprometan o perturben, a su juicio, la seguridad o marcha de los trabajos.

El contratista podrá recurrir, si entendiéndose que no hay motivo fundado para dicha prohibición.

### **2.4. RECEPCIÓN DE LAS OBRAS.**

#### **2.4.1. Recepción provisional.**

Una vez terminados los trabajos, se procederá al examen global por parte del director, el cual, si los considera aptos para ser recibidos, extenderá un acta donde así lo haga constar, procediéndose

inmediatamente a la puesta en marcha y entrada en normal funcionamiento de las instalaciones.

En ningún caso la recepción provisional tendrá lugar antes de las siguientes operaciones:

- Inspección visual de todos los equipos y líneas, así como de los equipos auxiliares.
- Prueba hidrostática de las áreas que así lo requieran.
- Comprobación de servicios auxiliares.

Teniendo en cuenta lo anterior, la obra no podrá ponerse en funcionamiento por partes desde su inicio, a menos que, a juicio del ingeniero director, no se perjudique la integridad de la instalación y no se interfiera en la normal operación de otras unidades o procesos adyacentes.

Si el ingeniero director apreciase en las obras defectos de calidad u otras imperfecciones que, a su juicio, pudieran resultar perjudiciales o poco convenientes, el contratista deberá reparar o sustituir, a costa, dichas partes o elementos no satisfactorios.

#### **2.4.2. Plazo de garantía.**

Será de un año, contando a partir de la fecha de recepción provisional, salvo indicación contraria expresada en el pliego de contratación de la obra. Durante dicho periodo, las posibles obras de reparación, conservación y sustitución serán por cuenta del contratista, siendo este responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o subalterno hayan examinado durante la construcción, reconocido sus materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales, se dispondrá que el contratista demuela y reconstruya, o bien repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

### **2.4.3. Recepción definitiva.**

Transcurrido el plazo de garantía, y previo a los tramites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas se encuentren en las condiciones debidas.

En caso de que, al proceder al reconocimiento de las obras, estas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazara su recepción hasta que estén en condiciones de serlo.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por cuadruplicado el acta correspondiente.

## **CAPITULO 3. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE ECONÓMICA.**

### **3.1. PERCEPCIÓN ECONÓMICA DEL CONTRATISTA.**

Como base fundamental de estas “condiciones generales de índole económica”, se establece el principio de que el contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al proyecto.

### **3.2. PRECIOS UNITARIOS.**

Todos los materiales que intervengan en la construcción de las obras objeto de este proyecto (aun en el caso de aumento de las unidades especificadas o unidades que puedan aparecer) serán de cuenta del contratista, no admitiéndose por tanto ningún aumento por este concepto.

A efectos de propuesta y plazo, el contratista no debe contar con los suministros de terceros, comprometiéndose a construir o instalar todos los materiales o equipos necesarios para la terminación de los trabajos en el plazo señalado.

### **3.3. PRECIOS DESCOMPUESTOS.**

Una vez adjudicadas las obras el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta en su día los precios descompuestos preparados por la Dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.
- Mano de obra, por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOOCCTANO.

---

- Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte por unidades, o número que la costumbre tenga establecido.
- Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad, sobre la suma de los conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.
- Tanto por ciento de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte la cuantía de cada concepto del seguro o carga.
- Tanto por ciento de gastos generales, sobre la suma de los conceptos anteriores.
- Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicado a la suma total de los conceptos anteriores.

La suma de todas las cantidades que importan los siete puntos anteriores se entiende que es precio unitario contratado.

El contratista deberá asimismo presentar una lista de precios de jornales, de los materiales de origen, del transporte, del tanto por ciento que importa cada uno de los seguros o cargas sociales vigentes y las partidas que se incluyen en el concepto de gastos generales, todo ello referido a la fecha de la suma del presupuesto.

El contratista deberá facilitar junto con el precio base del material la marca y fabricante, junto con la fecha de la lista de precios utilizada como base de estudio.

### **3.4. FIJACIÓN DE PRECIOS UNITARIOS NO CONTRATADOS.**

Los precios de unidades de obra, de los materiales, así como de la

mano de obra que no figuren entre los contratados, se fijaran contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista los presentara descompuestos de acuerdo con lo establecido anteriormente siendo condición necesaria la presentación y aprobación de estos precios por la Dirección antes de proceder a ejecutar las unidades de obra correspondientes. En caso de que transcurrido el plazo señalado por la Dirección de su ejecución, sin presentación supone que el contratista acepta los que la Dirección posteriormente fije.

### **3.5. VARIACIONES EN LOS PRECIOS UNITARIOS.**

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios de base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, a la dirección facultativa y al propietario de dichas valoraciones, así como la valoración exacta hasta el día citado de la obra ejecutada con su importe..

El contratista sólo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

### **3.6. OBRAS COMPLEMENTARIAS – CAMBIOS DE MATERIALES.**

El Ingeniero Director, podrá si así lo considera necesario, ordenar obras complementarias no especificadas en los pliegos de condiciones ni en los presupuestos, pero que son necesarias para la buena terminación de las mismas.

Todos los trabajos se abonaran por medición. Cuando el contratista, incluso con la autorización del Ingeniero Director, utilizándose materiales de mayor precio que el señalado en el proyecto o introdujese alguna modificación que a juicio de la Dirección sea beneficiosa, o por no tener el material necesario ponga mayor cantidad, no tendrá derecho a percibir ninguna diferencia de precios, sino solamente lo estipulado en el presupuesto adjudicado.

### **3.7. VALORACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS.**

#### **3.7.1. Forma de abono de las obras.**

La forma de pago será la que se acuerda en el documento privado que firmen la propiedad y el contratista.

#### **3.7.2. Abono de unidades de obra ejecutadas.**

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las ordenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

#### **3.7.3. Relaciones valoradas y certificaciones.**

En cada una de las épocas o fechas que estipule el documento privado o contrato entre propiedad y contratista, éste último presentara a la dirección facultativa una relación valorada de las obras ejecutadas durante los plazos previstos.

#### **3.7.4. Liquidaciones parciales.**

Periódicamente el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel periodo. A la vista del calendario de obra, se fijara el alcance de cada uno de los periodos y las cantidades apercibir al final de ellos.

#### **3.7.5. Liquidación general.**

Terminadas las obras se procederá a hacer la liquidación general, que constara de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyan la obra.

#### **3.7.6. Pagos.**

Los pagos se efectuaran por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedida por la dirección facultativa, en virtud de las cuales se verificaran aquellos.

#### **3.7.7. Suspensión o retraso en el ritmo de los trabajos.**

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que corresponda, con arreglo al plazo en que deban terminarse. Cuando el contratista proceda de dicha forma, podrá el propietario rescindir la contrata.

## **CAPITULO 4. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE LEGAL.**

La normativa actualmente vigente y que deberá cumplirse en la realización del presente proyecto es la siguiente:

- Reglamento de Instalaciones Petrolíferas (Real Decreto 2085/1994, del 20 de octubre) y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MI-IP 01 “*refinerías*” y MI-IP 02 “*Parques de almacenamiento de líquidos petrolíferos*”.
- Reglamento sobre Almacenamiento de Productos Químicos (Real Decreto 668/1980 del 8 de Febrero y 3485/1983 del 14 de Diciembre) y su Instrucción Técnica Complementaria MIE APQ - 001 “*Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles*”
- Reglamento de Aparatos a Presión (Real Decreto 1244/1979 del 4 de Abril) y su Instrucción Técnica Complementaria ITC-MIE AP 6 “*Refinerías de Petróleo y Plantas Petroquímicas*”
- Reglamento de Seguridad en Máquinas (Real Decreto 1495/1986)
- Reglamento de Instalaciones de Protección Contra Incendios (Real Decreto 1492/1993 del 5 de Noviembre)
- Ley de Prevención de Riesgos Laborales (Ley 31/1995)
- Reglamento electrónico para Baja Tensión (Real Decreto 2413/1973 del 20 de Diciembre) y su Instrucción Técnica Complementaria MIE BT-026 “*Prescripciones Particulares para las Instalaciones de Locales con Riesgo de Incendio o Explosión*”

#### **4.1. EL CONTRATO.**

El contrato se formalizara mediante documento privado o publico según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificaran las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor previamente firmaran el presente pliego obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

#### **4.2. ARBITAJE OBLIGATORIO.**

Ambas partes se comprometen a someterse al arbitraje de amigables componedores, designados uno de ellos por el propietario, otro por el contratista y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

#### **4.3. JURISDICCIÓN COMPETENTE.**

En caso de no haberse llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que pueden surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades y tribunales administrativos, con arreglo a competente la jurisdicción donde estuviese enclavada la obra.

#### **4.4. RESPONSABILIDAD DEL CONTRATISTA.**

El contratista es responsable de la ejecución de las obras en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto.

Son de exclusiva responsabilidad del contratista:

- Todos los accidentes que por inexperiencia o descuido sucedan a los operarios, tanto en la construcción como en los andamios, debiendo atenderse a lo dispuesto en la legislación vigente sobre accidentes de trabajo y demás preceptos, relacionados con la construcción, régimen laboral, seguros, subsidios, etc....
- El cumplimiento de las Ordenanzas y disposiciones Municipales en vigor. Y en general será responsable de la correcta ejecución de las obras que haya contratado, sin derecho a indemnización por el mayor precio que pudieran costarle los materiales o por erradas maniobras que cometiera, siendo de su cuenta y riesgo los perjuicios que pudieran ocasionarse.

#### **4.5. CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO.**

- Si por negligencia o por cualquier otra causa, no cumpliera el contratista con alguna de las condiciones fijadas en este pliego de condiciones.
- Cuando sea probado por la Dirección que el contratista hubiera procedido de mala fe o ignorancia con el suministro de materiales o en la ejecución de las obras.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

- Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.
- Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso el ingeniero, en nombre y representación del propietario, ordenara ejecutarlas a un tercero, con cargo a la fianza depositada, sin perjuicio de que el importe de la fianza no fuese suficiente para abonar los gastos efectuados en las unidades de obra que no fuesen de recibo.
- En caso de muerte o incapacidad del contratista.
- En caso de quiebra del contratista.
- Las modificaciones del proyecto en tal forma que represente alteraciones fundamentales del mismo a juicio del ingeniero y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución como consecuencia de estas modificaciones representen en mas o en menos el 25% como mínimo del importe de aquél.
- Las suspensiones de obra comenzadas y en todo caso siempre que por causas ajenas a la contrata no se dé comienzo a la adjudicación, en este caso la devolución de la fianza, en caso de existir, será automática.
- La suspensión de obras comenzadas, siempre que el plazo de suspensión, haya excedido más de un año.
- El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del proyecto.

- La terminación del plazo de ejecución de la obra sin haber llegado a ésta.
- El abandono de la obra sin causa justificada.

## **CAPITULO 5. CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE TÉCNICA.**

### **5.1. GENERALIDADES.**

#### **5.1.1. Forma general de ejecutar los trabajos.**

Las obras se ajustaran a los planos y a este pliego de condiciones, resolviéndose cualquier discrepancia que pudiera existir, por ingeniero directores de la obra. Si por cualquier circunstancia fuese preciso efectuar alguna variación en las obras a realizar se redactara el correspondiente proyecto reformado, el cual desde el día de su fecha, se considera parte integrante del proyecto primitivo, y por tanto sujeto a las mismas especificaciones de todos y cada uno de los documentos de éste en cuanto no se le opongan explícitamente.

#### **5.1.2. Replanteo.**

Antes de comenzar los trabajos se realizara el replanteo general del trazado de cables y tuberías por el contratista o su representante bajo las órdenes del director de obra, marcando las alineaciones con los puntos necesarios para que, con el auxilio de los planos, pueda el contratista ejecutar debidamente las obras.

Será obligación del contratista la custodia y reposición de las señales que se establezcan en el replanteo. Para la realización del replanteo el contratista deberá aportar todo el material y personal necesario para la ejecución de esta operación.

Del resultado del replanteo se levantarán actas, que firmarán ambas partes, debiendo hacer constar en ellas si se puede proceder a la ejecución de la obra y de todas las circunstancias en que se encontraba el terreno al dar comienzo la cimentación.

## **5.2. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES.**

### **5.2.1. Condiciones generales para los materiales.**

Las características de los materiales serán las expresadas en los subapartados que siguen, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no las reúnan.

No podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estime oportunas.

### **5.2.2. Condiciones para las tuberías.**

Las tuberías serán de los diámetros especificados en los correspondientes apartados de la memoria. Serán de sección circular, de espesor uniforme y sin costura.

Estarán exentas de fisuras, grietas, poros, impurezas, deformaciones o faltas de homogeneidad, así como de otros defectos que pudieran disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

Todas estarán realizadas en acero inoxidable 316L.

### **5.2.3. Condiciones para los accesorios.**

Los accesorios para tuberías (codos, tes, reducciones, etc.) serán de acero inoxidable 316L, siendo su diámetro el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados. Estarán libres de defectos, irregulares, etc., que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

### **5.2.4. Condiciones para las válvulas.**

Las válvulas serán del tipo que la ingeniería de sistemas decida según la línea en la que se encuentren y la función que desempeñen.

Entrarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

Durante su instalación se tendrá especial cuidado de alinear correctamente los extremos con la tubería en la que vayan a ser instaladas.

### **5.2.5. Condiciones para soldaduras.**

En las partes de la instalación en que deban llevarse a cabo procesos de soldadura a tope, se instalaran durante el proceso de soldado anillos de protección, y se evitara en todo momento que penetren en el interior de las partes a soldar cascarillas y salpicaduras de soldadura.

La soldadura se hará mediante cordones finos, limpiando e inspeccionando después de cada cordón, evitando así que los defectos de un cordón puedan ser enmascarados por el siguiente.

### **5.3. CONDICIONES PARA LOS EQUIPOS.**

#### **5.3.1. Condiciones para las columnas de destilación.**

Las dimensiones de las columnas de destilación, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria.

El ingeniero director supervisara las columnas antes de su montaje, comprobara su buen estado y podrá realizarlo si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

#### **5.3.2. Condiciones para los equipos de intercambio de calor.**

Las dimensiones de los cambiadores, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria.

El ingeniero director supervisara los equipos antes de su montaje, comprobara su buen estado y podrá realizarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

### **5.3.3. Condiciones para las bombas.**

Las bombas se suministraran con las correspondientes bancadas, sobre la que se montara el conjunto bomba-motor. La bancada estará construida por perfiles de acero, con dimensiones de forma que soporte los esfuerzos de arranque, y garantizara la estabilidad del conjunto bomba/motor.

El contratista presentara al ingeniero director los planos y memorias descriptivas de las bombas a emplear, acompañados de los correspondientes certificados de pruebas de sobrecarga, rodaje, etc., efectuadas en el taller del fabricante.

### **5.3.4. Condiciones para los tanques de almacenamiento y acumuladores de reflujo.**

Las dimensiones de los depósitos, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria.

El ingeniero director supervisara los depósitos antes de montaje, comprobara su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

#### **5.4. CONDICIONES PARA LA INSTRUMENTACIÓN.**

Los sensores de temperatura, composición, nivel y caudal a instalar serán fabricados por una compañía de reconocido prestigio. Se provocara que los márgenes de mediación en los que vaya a trabajar el aparato en condiciones normales queden en el tercio central de la escala.

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**DOCUMENTO N°4.**

**PRESUPUESTO.**

## DOCUMENTO 4. PRESUPUESTO.

El presupuesto del presente Proyecto Fin de Carrera, se divide en dos partidas, una referente al coste de la unidad y sus equipos auxiliares y otro referente a los costes de obra civil e instalaciones.

### 3.1. PÁRTIDA I. COSTE DE LA UNIDAD Y DE LOS EQUIPOS AUXILIARES.

#### 3.1.1. Columna de rectificación.

Cantidad	Equipo	Coste
		€ (euro)
1	Columna de rectificación con 10 platos de válvulas tipo Glitsch V-1, construida en acero inoxidable AISI 316 L, con una altura de 8.06 metros y un diámetro de 1.50 metros. Con un espesor de la chapa de la envolvente de 10 mm y con aislamiento de lana de vidrio y aluminio de 1 ½ plg de espesor. Escaleras, plataformas, barandillas y una boca de hombre.	<b>230.160</b>

#### 3.1.2. Equipos de transmisión de calor.

Cantidad	Equipo	Coste
		€ (euro)
1	Intercambiador de calor (IC-1) de carcasa y tubos TEMA, con 1 plg de diámetro exterior, un espesor de 14 BWG y 10 ft de largo y un pitch de 1.25. Con 56 tubos y un diámetro de carcasa de 13 ¼ . Tipo AES.	<b>13.867</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

<b>1</b>	Intercambiador de calor (IC-2) de carcasa y tubos TEMA, con 1 plg de diámetro exterior, un espesor de 14 BWG y 10 ft de largo y un pitch de 1.25. Con 45 tubos y un diámetro de carcasa de 10. Tipo AES.	<b>12.600</b>
<b>1</b>	Intercambiador de calor (IC-3) de carcasa y tubos TEMA, con 1 plg de diámetro exterior, un espesor de 14 BWG y 8 ft de largo y un pitch de 1.25. Con 32 tubos y un diámetro de carcasa de 10 . Tipo AES.	<b>10.420</b>
<b>1</b>	Aerorefrigerante de tiro forzado, con 919 tubos, con un diámetro exterior de tubo de 1 plg, 11 BWG y 30 ft de largo.	<b>116.907</b>
<b>1</b>	Reboiler de carcasa y tubo, con 224 tubos de 0.75 plg de diámetro exterior con un espesor de 16 BWG y 20 ft de largo. Con un pitch de 15/16 y con un diámetro de carcasa de 17.25 plg.	<b>13.102</b>

**3.1.3. Tuberías.**

<b>Cantidad</b>	<b>Equipo</b>	<b>Coste</b>
		<b>€ (euro)</b>
<b>237 m.</b>	<p>Líneas:  <b>AL-01-01, AI-01-02, AL-01-03, AL-01-04,  AL-01-05, CO-01-02, CO-01-03, CO-01-04,  CO-01-05, CO-01-06, CO-01-07, CO-01-08.</b></p> <p>Tubería de acero inoxidable AISI 316L, de diámetro nominal 3 plg, schedule 40ST.</p>	<b>15.405</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

<b>173 m.</b>	<p>Líneas: <b>CO-01-09, CA-01-03, CA-01-04, CA-01-05, CA-01-06, CA-01-07.</b></p> <p>Tubería de acero inoxidable AISI 316L, de diámetro nominal 2 plg, schedule 40ST</p>	<b>8.650</b>
<b>2 m.</b>	<p>Línea: <b>CA-01-01.</b></p> <p>Tubería de acero inoxidable AISI 316L, de diámetro nominal 4 plg, schedule 40ST.</p>	<b>144</b>
<b>2 m.</b>	<p>Línea: <b>CO-01-01.</b></p> <p>Tubería de acero inoxidable AISI 316L, de diámetro nominal 12 plg, schedule ST.</p>	<b>620</b>
<b>2 m.</b>	<p>Línea: <b>CA-01-02.</b></p> <p>Tubería de acero inoxidable AISI 316L, de diámetro nominal 14 plg, schedule ST.</p>	<b>680</b>

**3.1.4. Bombas.**

<b>Cantidad</b>	<b>Equipo</b>	<b>Coste</b>
		<b>€ (euro)</b>
<b>2</b>	<p style="text-align: center;"><b>BOMBAS B-1 Y B-2:</b></p> <p>Bomba centrífuga del modelo BCP 60 – 2, a 1450 rpm, con un diámetro de rodete de 268 mm. Motor tipo KT 132 M-4, de 7.5 Kw.</p>	<b>2.986</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

<b>4</b>	<b>BOMBAS B3, B4, B5 Y B6:</b> Bomba centrifuga del modelo BCP 60 – 2-6, a 960 rpm, con un diámetro de rodete de 254 mm. Motor tipo KT 132 S-4, de 5.5 Kw.	<b>5.700</b>
----------	---	--------------

**3.1.5. Tanques de almacenamiento.**

<b>Cantidad</b>	<b>Equipo</b>	<b>Coste</b>
		<b>€ (euro)</b>
<b>1</b>	Deposito de almacenamiento construido en acero al carbono de 10 mm de espesor, de 1625 m <sup>3</sup> de volumen y 11 metros de altura, con un diámetro de 13.70 metros.	<b>63.256</b>
<b>1</b>	Deposito de almacenamiento construido en acero al carbono de 5 mm de espesor, de 819 m <sup>3</sup> de volumen y 9.10 metros de altura, con un diámetro de 10.70 metros.	<b>60.125</b>
<b>1</b>	Deposito de almacenamiento construido en acero al carbono de 5 mm de espesor, de 481 m <sup>3</sup> de volumen y 7.30 metros de altura, con un diámetro de 9.10 metros.	<b>58.630</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**3.1.6. Acumulador de reflujo.**

Cantidad	Equipo	Coste
		€ (euro)
1	Acumulador de reflujo de 6.80 metros cúbicos, un diámetro de 1.45 metro y una longitud de 4.58 metros, con un espesor de 5 mm.	<b>29.631</b>

**3.2. COSTE TOTAL DE LA UNIDAD.**

EQUIPO	€ (euro)
Columna de rectificación.	230.160
Equipos de transmisión de calor.	166.896
Sistema de transporte de los fluidos.	25.500
Sistema de bombas.	8.686
Tanques de almacenamiento	182.011
Acumuladores de reflujo.	29.631
<b>TOTAL</b>	<b>642.884</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

**3.3. PARTIDA II. OBRA CIVIL E INSTALACIONES.**

		<b>Coste</b>
		<b>€ (euro)</b>
<b>OBRA CIVIL</b>	Trabajos de excavación, construcción, encofrado, ferralla y construcción de estructuras.	<b>15.320</b>
<b>MONTAJES ELECTRICOS Y DE INSTRUMENTACIÓN</b>	Alumbrado, alimentación, conexionado a los instrumentos de control, montajes de cuadros de obra, montaje de subestaciones.	<b>72.360</b>
<b>MONTAJES MECANICOS</b>	Montaje de líneas de tuberías y accesorios, además de soportes	<b>542.320</b>
<b>SERVICIOS ESPECIALES</b>	Trabajos de pintura, aislamiento e ignifugado.	<b>28.560</b>
<b>ESTUDIO DE SEGURIDAD Y SALUD.</b>	Aplicación de la ley 31/95, de prevención de riesgos laborales, así como formación de los trabajadores en materia preventiva	<b>60.250</b>
<b>TOTAL</b>		<b>718.810</b>

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN PARA  
LA SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE n - PENTANO E ISOCTANO.

---

### 3.4 IMPORTE TOTAL.

	<b>Coste</b>
	<b>€ (euro)</b>
<b>COSTE COLUMNA</b>	<b>642.884</b>
<b>COSTES EN INSTALACIONES Y MANO DE OBRA</b>	<b>718.810</b>
<b>IMPORTE TOTAL</b>	<b>1.361.694</b>

