

## **Treball final de grau**

**Estudi: Grau en Enginyeria Química**

**Títol: PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS**

**Document: Memòria**

**Alumne: Genís Llach i Porcell**

**Tutor: Miquel Francesc Llop Manero**

**Departament: Enginyeria Química, Agrària i Tecnologia Agroalimentària**

**Àrea: Enginyeria Química**

**Convocatòria: Gener/2019**

*PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS*

1 ÍNDEX:

<b>1</b>	<b>INTRODUCCIÓ .....</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>MOTIVACIÓ .....</b>	<b>2</b>
<b>3</b>	<b>OBJECTIUS.....</b>	<b>3</b>
<b>4</b>	<b>MATÈRIES PRIMERES .....</b>	<b>4</b>
4.1	Definició .....	4
4.2	Mesures referents a l'oli usat .....	5
4.2.1	Legislació.....	5
4.2.2	Obligacions del productor .....	5
4.2.3	Recollida i transport .....	6
4.2.4	Gestió.....	7
4.2.5	Administració responsable .....	7
4.2.6	Normativa .....	8
4.3	Característiques oli usat.....	9
4.3.1	Criteris per establir que és un oli usat.....	11
4.4	Caracterització de l'oli usat.....	14
4.5	Propietats oli regenerat .....	17
<b>5</b>	<b>MÈTODES DE REGENERACIÓ DELS OLIS USATS.....</b>	<b>19</b>
5.1	Definició de regeneració .....	19
5.2	Procés àcid – argila .....	20
5.3	Procés amb argila.....	22
5.4	Procés d'extracció amb propà .....	23
5.5	Procés d'extracció per l'acció de dissolvents i destil·lació .....	25
5.6	Procés de re-refinat de l'oli usat.....	26
5.7	Procés per hidrotractament.....	29
5.8	Procés Vaxon.....	31

<b>6</b>	<b>SELECCIÓ DEL PROCÉS.....</b>	<b>34</b>
6.1	Metodologia per a l'elecció del procés.....	34
6.2	Valoració del processos .....	37
6.3	Síntesi i conclusions prèvies.....	39
6.4	Pautes aplicades en el disseny del procés .....	39
<b>7</b>	<b>DESCRIPCIÓ SIMPLIFICADA DEL PROCÉS.....</b>	<b>40</b>
<b>8</b>	<b>ESTUDI DETALLAT DEL PROCÉS.....</b>	<b>41</b>
8.1	Pretractament.....	41
8.2	Regeneració .....	41
8.3	Tractament final.....	42
8.4	Tractaments auxiliars.....	43
8.5	Xarxa de bescanviadors .....	44
8.6	Determinació de les condicions de treball .....	45
<b>9</b>	<b>BALANÇ DE MATÈRIA I ENERGIA .....</b>	<b>46</b>
9.1	Balanç de matèria .....	46
9.2	Balanç d'energia.....	47
<b>10</b>	<b>INSTRUMENTACIÓ.....</b>	<b>49</b>
<b>11</b>	<b>EMMAGATZEMATGE .....</b>	<b>51</b>
<b>12</b>	<b>SERVEIS.....</b>	<b>53</b>
<b>13</b>	<b>SELECCIÓ DE MATERIALS .....</b>	<b>55</b>
13.1	Aïllament.....	55
<b>14</b>	<b>ESTUDI ECONÒMIC.....</b>	<b>56</b>
<b>15</b>	<b>PLANIFICACIÓ.....</b>	<b>72</b>
<b>16</b>	<b>CONCLUSIONS.....</b>	<b>74</b>
<b>17</b>	<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>75</b>
	<b>ANNEXOS .....</b>	<b>77</b>
<b>1</b>	<b>EQUACIONS UTILITZADES EN EL PROCÉS .....</b>	<b>78</b>

1.1	Equacions per caracteritzar la matèria primera: .....	78
1.2	Equacions per el càlcul del intercanviadors.....	80
<b>2</b>	<b>CONDICIONS DE TREBALL DELS BALONS DE SEPARACIÓ.....</b>	<b>86</b>
<b>3</b>	<b>CRITERIS PER LA SELECCIÓ DELS EQUIPS.....</b>	<b>94</b>
3.1	Bombes .....	94
3.1.1	Bombes de buit.....	94
3.1.2	Bombes d'impulsió .....	94
3.2	Recipients.....	95
3.2.1	Recipients emmagatzematge .....	95
3.2.2	Recipients del procés.....	95
3.3	Reactor.....	98
3.3.1	Decantador .....	99
3.4	Intercanviadors de calor .....	99
<b>4</b>	<b>CÀLCULS EQUIPS PROCÉS.....</b>	<b>105</b>
4.1	Bescanviadors .....	105
4.1.1	Bescanviador optimització (1r hipòtesi).....	105
4.1.2	Optimització bescanviadors producte d'entrada .....	105
4.1.3	Bescanviadors del procés .....	106
4.2	Bombes .....	112
4.2.1	Bombes de buit.....	112
4.2.2	Bombes d'impulsió .....	113
4.3	Recipients.....	120
4.3.1	Recipients emmagatzematge .....	120
4.3.2	Recipients de procés.....	125
4.3.3	Reactor.....	132
4.3.4	Decantador .....	132
<b>5</b>	<b>ESTUDI MÀSSIC I ENERGÈTIC DEL PROCÉS .....</b>	<b>133</b>

5.1	Taules del balanç màssic i energètic.....	141
5.1.1	Balanç de matèria.....	141
5.1.2	Balanços energètics.....	142
<b>6</b>	<b>CÀLCULS SERVEIS NECESSARIS .....</b>	<b>145</b>
<b>7</b>	<b>MATERIALS UTILITZATS.....</b>	<b>149</b>
<b>8</b>	<b>FIGURES ESTUDI ECONÒMIC .....</b>	<b>150</b>
<b>9</b>	<b>FULLS D'ESPECIFICACIÓ DELS EQUIPS DEL PROCÉS.....</b>	<b>153</b>
9.1	Full d'especificació dels balons de separació .....	153
9.2	Full d'especificació dels bescanviadors .....	153
9.3	Fulls d'especificació de les bombes .....	154
9.4	Full d'especificació dels tancs .....	155
9.5	Full d'especificació del reactor .....	156
9.6	Full d'especificació del decantador .....	156
9.7	Full d'especificació de la caldera .....	156
<b>10</b>	<b>PLÀNOLS .....</b>	<b>157</b>
<b>11</b>	<b>PLANTILLES .....</b>	<b>160</b>
11.1	Càlcul densitat destil·lats .....	160
11.2	Càlcul densitat residus .....	160
11.3	Càlcul balanç de matèria.....	161
11.4	Càlcul viscositats de les cinc fraccions d'oli usat .....	162
11.5	Càlcul de les viscositats absolutes dels corrents del procés.....	163
11.6	Càlcul de la viscositat a diferents temperatures .....	164
11.7	Disseny bescanviador canvi de fase.....	165
11.8	Disseny bescanviador sense canvi de fase .....	166
11.9	Disseny bescanviadors quan es coneix el coeficient global (U).....	167
11.10	Destil·lació flash .....	168

**Índex de figures**

Figura 1: Esquema bàsic de les tecnologies de tractament àcid/terres (Moya Díaz, 2010) .....	21
Figura 2: Esquema bàsic del procés amb argila (Moya Díaz, 2010).....	23
Figura 3: Esquema bàsic del procés d'extracció amb propà (Moya Díaz, 2010) .....	24
Figura 4: Esquema bàsic del procés d'extracció per dissolvent (Moya Díaz, 2010) .....	26
Figura 5: Esquema bàsic del procés de re-refinat de l'oli usat (1r etapa) (Moya Díaz, 2010) .....	27
Figura 6: Esquema bàsic del procés de re-refinat de l'oli usat (2n etapa) (Moya Díaz, 2010) .....	28
Figura 7: Esquema bàsic del procés de re-refinat de l'oli usat (3r etapa) ((Moya Díaz, 2010) .....	28
Figura 8: Esquema bàsic del procés de hidrotractament (Moya Díaz, 2010) .....	30
Figura 9: Esquema bàsic del procés Vaxon (CAR/LP, 2001) .....	33
Figura 10: Esquema de control .....	49
Figura 11: Planificació del projecte .....	72
Figura 12: Diagrama de Gantt .....	73
Figura 13: Dimensions baló de separació.....	97
Figura 14: Línia d'operació per una reacció irreversible (Levenspiel Octave, 1987) .....	98
Figura 15: Distribució en triangle (Llop, 2000) .....	101
Figura 16: Selecció Dc per tubs 3/4", Pt=1" i arranjament triangular ((Ontiveros, 2015).....	102
Figura 17: Coeficients globals de calor 1 ((Ontiveros, 2015) .....	104
Figura 18: Conductivitat tèrmica de l'oli (Llop, 2000) .....	104
Figura 19: Constant fp (Vam Industry, 2006) .....	150
Figura 20: Constant fd (Vam Industry, 2006) .....	150
Figura 21: Factors bombes (Vam Industry, 2006) .....	150
Figura 22: Mètode de Lang (Vam Industry, 2006).....	151
Figura 23: Mètode Happel (Vam Industry, 2006).....	151
Figura 24: Valors costos de producció (Vam Industry, 2006) .....	152

**Índex de taules**

Taula 1: Propietats físiques i químiques d'un oli lubricant verge i un d'usat (Moya Díaz, 2010) .....	10
Taula 2: Contaminants presents en un oli usat .....	11
Taula 3: Mètodes per a la determinació de contaminants .....	12
Taula 4: Paràmetres olis usats.....	13
Taula 5: Corba de destil·lació ASTM 1160 típica d'un oli usat (Manobel Ponce, 2015) .....	15
Taula 6: Composició típica d'un oli usat (Manobel Ponce, 2015).....	16
Taula 7: Composició de les cinc fraccions que formen l'oli usat .....	16
Taula 8: Comparativa propietats oli verge/oli regenerat (Moya Díaz, 2010) .....	17
Taula 9: Ànàlisi a aplicar als productes obtinguts després de la regeneració .....	18
Taula 10: Característiques exigides dels olis regenerats .....	18
Taula 11: Contaminació en el procés de regeneració .....	20
Taula 12. Complexitat dels diferents processos.....	34
Taula 13. Avantatges i desavantatges de cada procés .....	35
Taula 14. Matriu de decisions .....	38
Taula 15: Productes obtinguts en el procés de regeneració .....	44
Taula 16: Condicions de treball dels mòduls.....	45
Taula 17: Entrada de matèria al procés.....	46
Taula 18: Sortida de matèria al procés.....	47
Taula 19: Energia que entra al sistema .....	48
Taula 20: Energia que surt del sistema .....	48
Taula 21: Volums tancs emmagatzematge del procés .....	52
Taula 22: Serveis necessaris per els equips del procés .....	54

## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 23: Costos tancs d'emmagatzematge.....	58
Taula 24: Costos balons de separació .....	60
Taula 25: Costos bescanviadors .....	62
Taula 26: Costos bombes .....	64
Taula 27: Cost caldera .....	65
Taula 28: Cost reactor .....	66
Taula 29: Cost total equips principals .....	67
Taula 30: Mètode Happel.....	68
Taula 31: Mà d'obra directe (MOD) .....	68
Taula 32: Cost econòmic dels serveis necessaris del procés .....	69
Taula 33: Cost econòmic de l'oli usat .....	69
Taula 34: Costos totals de producció .....	70
Taula 35: Ventas anuals .....	70
Taula 36: Valors del VAN i el TIR .....	71
Taula 37: Cost de la dedicació laboral del projecte.....	73
Taula 38: Composició de les cinc fraccions de la mescla d'oli .....	86
Taula 39: Paràmetres pseudo-crítics de les fraccions de l'oli.....	86
Taula 40: Viscositat cinemàtica mescla inicial a 100°C .....	87
Taula 41: Viscositats absolutes a 100°C.....	88
Taula 42: Viscositats cinemàtiques a 100°C dels productes de Cator .....	89
Taula 43: Condicions de treball de cada un dels mòduls del procés .....	90
Taula 44: Viscositat absoluta dels destil·lats de cada mòdul més el residu del mòdul 6 .....	91
Taula 45: Densitat dels productes obtinguts a 100°C .....	92
Taula 46: Comparació de les viscositats dels productes obtinguts en el procés respecte els productes de l'empresa Cator .....	93
Taula 47: Mínims valors d'espessor de recipients sotmesos a pressió (Coulson Richardson's, 2005) .....	98
Taula 48: Comportament dels bescanviadors .....	110
Taula 49: Coeficients globals de calor i dimensions dels bescanviadors .....	111
Taula 50: Càlcul cabal aspiració bombes de buit.....	113
Taula 51: Altures bombes P-1 – P-6 .....	116
Taula 52: Altura bomba P-9.....	116
Taula 53: Altura bomba P-11.....	116
Taula 54: Altura bomba P-7.....	117
Taula 55: Altura bomba P-10.....	117
Taula 56: Altura bomba P-8.....	117
Taula 57: NPSH disponibles bombes P-1 – P-6 .....	118
Taula 58: NPSH disponible bomba P-9 .....	118
Taula 59: NPSH disponible bomba P-11 .....	118
Taula 60: NPSH disponible bomba P-7 .....	118
Taula 61: Dades bombes d'impulsió.....	119
Taula 62: Dades bombes d'impulsió.....	119
Taula 63: Volum tancs finals .....	121
Taula 64: Volum tanc inicial oli usat.....	121
Taula 65: Volum tanc KOH50%.....	121
Taula 66: Durada del tractament final .....	123
Taula 67: Cabals entrada tancs entremitjos .....	124
Taula 68: Dimensions tancs entremitjos .....	125
Taula 69: Diàmetre balons de separació .....	129
Taula 70: Altura balons de separació .....	130
Taula 71: Espessors balons de separació .....	131
Taula 72: Dimensions del reactor.....	132
Taula 73: Balanç de matèria del procés .....	133
Taula 74: Balanç energètic corrents que necessiten aportació d'energia .....	134
Taula 75: Temperatures de bombolla i rosada dels destil·lats .....	135



## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 76: Valors de la temperatura reduïda a cada un dels mòduls .....	135
Taula 77: Paràmetres de les cinc fraccions .....	136
Taula 78: Valors de l'entalpia a diferents temperatures .....	137
Taula 79: Valors de la calor específica a diferents temperatures.....	137
Taula 80: Calor de condensació per cada destil·lat del procés.....	138
Taula 81: Bescanviador 1 d'optimització.....	140
Taula 82: Bescanviador 2 d'optimització.....	140
Taula 83: Balanç de matèria del procés .....	141
Taula 84: Quantitat de cada producte (%) .....	141
Taula 85: Aportació energètica que necessita al corrent d'alimentació al procés.....	142
Taula 86: Calor a aportar a l'alimentació d'entrada.....	142
Taula 87: Calor a aportar a l'alimentació d'entrada.....	142
Taula 88: Calor a aportar corrent residu mòdul 1 .....	143
Taula 89: Calor a aportar corrent residu mòdul 5 .....	143
Taula 90: Calor a aportar corrent sortida tancs entremitjos.....	143
Taula 91: Calor a dissipar corrents entrada tancs entremitjos.....	143
Taula 92: Calor a dissipar corrent residu mòdul 6.....	144
Taula 93: Calor a dissipar corrent sortida reactor .....	144
Taula 94: Calor a dissipar corrent gasós reactor .....	144
Taula 95: Potència bombes de buit.....	145
Taula 96: Potència bombes d'impulsió .....	146
Taula 97: Quantitat d'oli tèrmic necessari .....	146
Taula 98: Cabal oli tèrmic.....	147
Taula 99: Altura bomba caldera oli tèrmic.....	147
Taula 100: Quantitat d'aigua necessària .....	148
Taula 101: Cabal d'aigua .....	148
Taula 102: Valor anual serveis necessaris del procés.....	148
Taula 103: Composició química de l'acer al carboni AISI 1080 .....	149
Taula 104: Composició química de l'acer inoxidable AISI 316.....	149
Taula 105: Especificacions dels balons de separació.....	153
Taula 106: Especificacions dels bescanviadors.....	153
Taula 107: Especificacions de les bombes de buit .....	154
Taula 108: Especificacions de les bombes d'impulsió 1 .....	154
Taula 109: Especificacions de les bombes d'impulsió 2 .....	154
Taula 110: Especificacions dels tancs.....	155
Taula 111: Especificacions del reactor .....	156
Taula 112: Especificacions del decantador.....	156
Taula 113: Especificacions de la caldera .....	156

## **AGRAÏMENTS**

El tutor del treball, Dr. Miquel Francesc Llop Manero del Departament d'Enginyeria Química, Agrària i Tecnologia Agroalimentària.

Els professors que m'han ajudat en el desenvolupament del treball:

Dra. Marta Verdaguer Planas.

Dr. Lino Montoro Moreno.

Dr. Jose Alberto Méndez González.

Dr. Jordi Bayer Resplandís.

Sr. Martí Comamala Laguna.

A l'empresa Cator, SA, especialment al seu director tècnic Sr. Toni Valls.

També a les empreses Busch Ibèrica, SA i Inmateinsa.

I al meu pare, Jordi Llach.

## 1 INTRODUCCIÓ

L'oli mineral usat és tot oli industrial que s'hagi tornat inadequat per a l'ús al que se li hagués assignat inicialment. Queden exclosos d'aquesta definició els olis vegetals. Es coneix amb el nom d'olis minerals, els olis provinents del refinat del petroli.

L'oli mineral usat és un residu tòxic i perillós que si no es gestiona correctament pot tenir un impacte molt negatiu sobre el medi ambient. Per tant, un bon tractament evita efectes nocius sobre l'entorn a més que permet l'estalvi de recursos naturals, al tornar a introduir olis regenerats en el cicle de consum.

Per tal d'evitar els efectes perjudicials anteriorment esmentats, es disposa principalment de tres tractaments: regeneració, valorització energètica i reciclatge.

Creuar l'oli usat sense control, abocar-lo al sòl o a l'aigua, provoca importants danys ecològics:

- Un vessament pot arribar a les capes freàtiques d'on s'alimenten camps i ciutats.
- 5 litres d'oli usat cremat contaminen l'aire que una persona respira en tres anys.
- 1 litre d'oli usat pot contaminar 1 milió de litres d'aigua.

Per evitar tots aquest efectes nocius, La Llei Reguladora dels Residus estableix l'obligatorietat de regenerar el 100% dels olis usats produïts a Catalunya; el sistema més favorable des d'un punt de vista mediambiental.

Per una banda s'eviten els efectes nocius sobre l'entorn, i per l'altra s'estalvia la compra d'una matèria primera molt escassa al país (petroli i els seus derivats) al tornar a introduir els olis regenerats en el cicle de consum.

## **2 MOTIVACIÓ**

La necessitat de donar sortida al olis usats de la forma més sostenible porta a disposar de la tecnologia adient que mitjançant les transformacions oportunes permeti obtenir un oli comercial a partir d'un oli usat.

Apostant per un tractament el màxim d'amigable amb el medi ambient que contribueixi a frenar l'efecte hivernacle i allargar la vida dels recursos naturals. Convertint un residu en una matèria primera. Aconseguint un producte de qualitat que permeti la seva valorització. En definitiva creant un cicle sostenible.

### **3 OBJECTIUS**

L'objectiu d'aquest treball és el disseny i dimensionament d'una planta de regeneració d'olis minerals usats que permeti obtenir olis regenerats d'alta qualitat amb el màxim d'aprofitament energètic i amb una mínima generació de residus.

Per altre banda, dissenyar un procés que sigui econòmicament viable.

## 4 MATÈRIES PRIMERES

### 4.1 Definició

L'oli mineral usat és tot oli industrial que s'hagi tornat inadequat per a l'ús al que se li hagués assignat inicialment. S'inclouen en aquesta definició, en particular, els olis minerals usats dels motors de combustió i dels sistemes de transmissió, els olis minerals usats dels lubricants, els de turbines i dels sistemes hidràulics, així com les barreges i emulsions que els continguin. En tot cas queden inclosos en aquesta definició els residus d'olis corresponents als de la Llista Europea de Residus (LER):

- 1301 Residus d'olis hidràulics
- 1302 Residus d'olis de motor, de transmissió mecànica i lubricants
- 1303 Residus d'olis d'aïllament i transmissió de calor
- 1305 Restes de separadors d'aigua / substàncies olioses
- 1308 Residus d'olis no especificats en cap altra categoria.

Els olis industrials usats són residus perillosos, d'acord amb la normativa vigent. Aquests es generen periòdicament en les activitats de manteniment: tallers de reparació d'automòbils, tot tipus d'indústries, ports pesquers i esportius, manteniment de maquinària agrícola, etc. Queden exclosos d'aquesta definició els olis vegetals (generats a la cuina, a la restauració, etc.).

Les característiques principals que els fan ser un residu perillós, són la seva toxicitat i que són un perill per al medi ambient.

D'acord amb la normativa estatal<sup>1</sup> i europea<sup>2</sup>, l'oli usat és un residu perillós ja que presenta les següents característiques:

- H6=Tòxic: S'aplica a substàncies que per inhalació, ingestió o penetració cutània, poden produir riscos greus, aguts o crònics i inclús la mort.
- H14=Eco tòxic: S'aplica a residus que presenten riscos immediats per un o més compartiments del medi ambient.

---

<sup>1</sup> Reial Decret 833/1988, de 20 de juliol, pel que s'aprova el Reglament per l'execució de la Llei 20/1986, Bàsica de residus tòxics i perillosos.

Reial Decret 852/1997, de 20 de juny, pel que es modifica el Reglament per a l'execució de la Llei 20/1986, Bàsica de residus tòxics i perillosos, aprovat per mitjà del Reial Decret 833/1988, de 20 de juliol.

Ordre MAM/304/2002, de 8 de febrer, per la qual es publiquen les operacions de valorització i eliminació de residus i la llista europea de residus.

<sup>2</sup> Directiva 2008/98 CE, del Parlament Europeu i del Consell, de 19 de novembre de 2008 sobre els residus i per la qual es deroguen determinades directives.

## 4.2 Mesures referents a l'oli usat

### 4.2.1 Legislació

La Llei 2/2014, del 27 de gener, de mesures fiscals, administratives, financeres i del sector públic, va modificar la Llei Reguladora dels Residus establint l'obligatorietat de regenerar el 100% dels olis usats produïts a Catalunya.

El Reial Decret 679/2006, de 2 de juny, pel que es regula la gestió dels olis industrials usats, obliga els fabricants d'aquest producte a fer-se càrrec de la seva gestió. Per això preveu la creació de sistemes integrats de gestió (SIG) per assegurar la gestió dels seus olis quan esdevinguin residus i sufragar el cost total de les operacions necessàries per aquesta correcta gestió (recollida, transport i tractament).

### 4.2.2 Obligacions del productor

Els productors d'olis industrials usats han de lliurar la totalitat de l'oli produït exclusivament per la seva regeneració en plantes autoritzades.

En relació a l'emmagatzematge i tractament, el Reial Decret 679/2006 estableix les següents obligacions dels productors d'oli usat:

- a) Emmagatzemar els olis industrials usats en condicions adequades, evitant especialment les barreges amb aigua o amb altres residus no oliosos; s'evitaran també les seves barreges amb altres residus oliosos si amb això es dificulta la seva correcta gestió.
- b) Disposar d'instal·lacions que permetin la conservació dels olis industrials usats fins a la seva recollida i que siguin accessibles als vehicles de recollida.
- c) Evitar que els dipòsits d'olis usats, inclosos els subterranis, tinguin efectes nocius sobre el sòl.
- d) Els productors d'olis industrials usats que generin més de 500 litres a l'any han de dur un registre amb indicacions relatives a quantitats, qualitat, origen, localització i dates de lliurament i recepció.

També cal tenir en compte que, vist que l'oli industrial usat és un residu perillós, el seu temps màxim d'emmagatzematge és de 6 mesos.

El productor d'oli s'ha d'assegurar que el transportista estigui autoritzat, i que en cada recollida s'utilitzi la documentació prevista a la normativa, per tal de garantir el compliment de l'obligació del productor de lliurar l'oli produït a un gestor per la seva efectiva regeneració.

A Catalunya, tots els productors de residus industrials han d'estar inscrits al Registre de Productors de Residus Industrials als quals se'ls assigna un número d'identificació que l'haurà de fer servir per tots els tràmits amb l'administració i per al procés de recollida.

L'Agència Catalana de Residus ha publicat un manual<sup>3</sup> en que s'identifiquen tots els tràmits que han de dur a terme els productors i es defineix la tipologia de residus, qui són els gestors i el procediment de recollida i de tractament.

Els productors de residus hauran de presentar una declaració anual que especifiqui la quantitat produïda i hauran de designar una persona que en serà la responsable i actuarà d'interlocutor amb la l'Administració.

#### 4.2.3 Recollida i transport

La recollida dels olis usats i el transports fins a la planta de tractament l'han de fer empreses autoritzades inscrites en el registre de transportistes. Tots els recollidors i transportistes, tant els autoritzats a Catalunya com els autoritzats a altres comunitats autònomes, tenen l'obligació de lliurar els olis usats produïts a Catalunya per ser regenerats en planta autoritzada utilitzant la documentació prevista a la normativa catalana per evidenciar la efectiva regeneració dels olis.

Els responsables de la recollida de l'oli industrial usat i segons la normativa aplicable són els Sistemes Integrats de Gestió (SIG) d'olis industrials usats, A Catalunya hi ha autoritzades dues entitats gestores dels SIG d'olis industrials usats: SIGAUS<sup>4</sup> i SIGPI<sup>5</sup>.

Les empreses de recollida i transport han de portar un registre exhaustiu de les actuacions i serveis duts a terme i on constin, com a mínim, les dades següents:

Dades de l'empresa transportista:

- Raó social
- Codi d'autorització
- Adreça, municipi i telèfon
- Persona responsable i DNI

Dades d'informació general:

- Període comprès
- Nombre de transports realitzats

---

<sup>3</sup> Vegeu: [http://www.arc-cat.net/ca/publicacions/pdf/agencia/manual.pdf#\\_ga=2.205200912.1879883015.1522755226-1128114255.1508499099](http://www.arc-cat.net/ca/publicacions/pdf/agencia/manual.pdf#_ga=2.205200912.1879883015.1522755226-1128114255.1508499099)

<sup>4</sup> Sistema Integrado de Gestión de Aceites Usados, S.L. Vegeu; <http://www.sigaus.es/>

<sup>5</sup> Sistema Integrado de Gestión de Productores Independientes, S.L. Vegeu; <http://www.sigpi.es>



- Quantitat total (en tones) de residus transportats

Manual de gestió de residus industrials a Catalunya 13

Llista de transports efectuats indicant per a cada un:

- Full de seguiment
- Fitxa d'acceptació
- Quantitat transportada (en tones)
- Codis del productor i gestor
- Matrícula (-es) del vehicle
- Data

#### 4.2.4 Gestió

El gestor de residus és aquella persona, física o jurídica, que desenvolupa activitats d'emmagatzematge, valorització, tractament i/o disposició del rebuig de residus, ja siguin propis o de tercers. A Catalunya s'ha creat el "Registre general de gestors de residus de Catalunya" (RGGRC) amb la finalitat d'inscriure, de forma individualitzada per a cada centre de treball, de les persones físiques o jurídiques que realitzen activitats de gestió de residus. El Registre és públic i es troba disponible a les oficines de l'Agència Catalana de Residus i de les delegacions territorials del Departament de Territori i Sostenibilitat; qualsevol persona pot consultar les inscripcions practicades.

#### 4.2.5 Administració responsable

L'Agència de Residus de Catalunya<sup>6</sup>, és l'entitat responsable de la gestió dels residus a Catalunya. És una empresa pública adscrita al Departament Territori i Sostenibilitat i, per tant, de dret públic; gaudeix de personalitat jurídica pròpia i de plena capacitat d'obrar per tal de complir els seus objectius d'acord amb Decret Legislatiu 1/2009, de 21 de juliol, pel qual s'aprova el Text refós de la Llei reguladora dels residus i les seves disposicions de desenvolupament i l'estatut de l'empresa pública catalana.

L'objectiu general de l'Agència de Residus de Catalunya és aconseguir millorar la qualitat de vida dels ciutadans de Catalunya en l'àmbit de la prevenció i la gestió dels residus. Aquest objectiu general comporta el desplegament d'actuacions en matèria de

---

<sup>6</sup> Agència de Residus de Catalunya. Vegeu:

[http://residus.gencat.cat/ca/ambits\\_dactuacio/tipus\\_de\\_residu/olis\\_industrials\\_usats/](http://residus.gencat.cat/ca/ambits_dactuacio/tipus_de_residu/olis_industrials_usats/)

planificació, normatives de foment i acords de col·laboració, així com mesures d'intervenció i control. La prevenció i la reducció dels residus, així com la seva valorització, són el eixos bàsics de la política de la Generalitat de Catalunya, seguint en tot moment les directrius marcades per la Unió Europea.

L'Agència de Residus de Catalunya ha preparat el Pla Territorial Sectorial d'Infraestructures de Gestió de Residus Municipals<sup>7</sup> (PTSIRM) per desenvolupar les previsions contingudes al Pla Territorial General de Catalunya i racionalitzar la planificació territorial de les instal·lacions de gestió de residus, existents i de nova construcció, que facilitin la disposició de residus, amb la finalitat d'assolir l'autosuficiència de gestió en cada territori, d'acord amb les necessitats, dèficits existents i els recursos disponibles. Aquest Pla ha passat el tràmit d'informació pública i ha de ser aprovat pel govern de la Generalitat de Catalunya.

#### 4.2.6 Normativa

A Catalunya, la normativa aplicable a la gestió dels olis minerals usats és la Llei 2/2014, del 27 de gener, de mesures fiscals, administratives, financeres i del sector públic, que modifica la Llei Reguladora dels Residus establint l'obligatorietat de regenerar el 100% dels olis usats produïts a Catalunya i el Reial Decret 679/2006, de 3 de juny de 2006, pel qual es regula la gestió d'aquests residus, i d'acord amb els principis europeus s'aplica la responsabilitat del productor, és a dir, els fabricants i altres productors que posen en el mercat els olis minerals són els que s'han de fer càrrec de la seva gestió. Per això es poden constituir, d'acord amb el Reial Decret, Sistemes Integrats de Gestió, SIG, per a facilitar la seva gestió.

---

<sup>7</sup> Pla territorial sectorial d'infraestructures de gestió de residus municipals de Catalunya. Vegeu:

[http://residus.gencat.cat/ca/ambits\\_dactuacio/planificacio/atencio\\_pla\\_territorial\\_sectorial\\_dinfraestructures\\_de\\_gestio\\_de\\_residus/](http://residus.gencat.cat/ca/ambits_dactuacio/planificacio/atencio_pla_territorial_sectorial_dinfraestructures_de_gestio_de_residus/)

### 4.3 Característiques oli usat

Els olis lubricants estan compostos per una base i per additius. Els olis base que provenen del refinat del petroli són olis minerals, en canvi els olis realitzats per reaccions petroquímiques, se'ls coneix com olis sintètics.

La composició mitjana d'un oli lubricant mineral és la següent:

- 75-85% d'hidrocarburs totals, dels quals un 45-76% alcans, un 13-45% cicloalcans i un 10-30% aromàtics
- 15-25% additius amb antioxidants (Ditiosulfats, fenols i amines), detergents (sulfonats, fosfonats i fenolats) , anticorrosius (dltiofosfats de zinc i bari i sulfonats), antiespumants (silicones i polímers sintètics) i antisèptics (alcohols, fenols i compostos clorats).

Els olis lubricants es deterioren amb el pas del temps per l'acció de la temperatura i el contacte amb l'aire, donant lloc a la formació d'àcids i compostos d'oxidació que poden ser corrosius. D'altra banda, en la caracterització d'un oli usat, es troben elevades concentracions de metalls pesats principalment per els additius que conté.

Un llistat d'altres compostos que es troben en els olis usats i que també fan disminuir les qualitats com a lubricants:

- Aigua: Provoca l'emulsió de l'oli fins el punt d'arribar a dissoldre alguns additius restant-li així eficàcia a l'oli. Procedeix principalment de la condensació del vapor present en l'atmosfera o en fuites en els sistemes de refredament de l'oli.
- Partícules: Partícules de terra i metàl·liques provinents del desgast de les peces, sutge i subproductes de la combustió de combustibles líquids.
- Sofre: Procedent del petroli i present en la base lubricant, pot afavorir la formació d'espècies àcides, disminuint així el rendiment de l'oli.
- Plom: La seva presència es deu al contacte amb el combustible que prové de la degradació del tetraetil de plom de les naftes.

Tots aquests compostos, són indicadors del temps útil que li queda a l'oli usat.

A continuació, s'exposa la comparativa entre les propietats d'un oli lubricant verge respecte d'un d'usat.

## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 1: Propietats físiques i químiques d'un oli lubricant verge i un d'usat (Moya Díaz, 2010)

Propietats	Oli lubricant verge	Oli lubricant usat
<b>Físiques</b>		
Gravetat específica	0,882	0,910
Viscositat dinàmica (a 100°F)		324,00
% en volum de sediments i aigua	0,00	12,30
% en pes de residus de carboni	0,82	3,00
% en pes de cendres	0,94	1,30
Punt d'inflamació (°F)		348,00
Punt de fluïdesa (°F)	-35,0	-35,0
<b>Químiques</b>		
Índex de saponificació	3,94	12,70
Índex d'acidesa <sup>8</sup> (TAN)	2,20	4,40
Índex de basicitat <sup>9</sup> (TBN)	4,70	1,70
% en pes de nitrogen	0,05	0,08
% en pes de sofre	0,32	0,42
Plom en ppm	0,00	7,535
Calci en ppm	1,210	4,468
Zenc en ppm	1,664	1,097
Fòsfor en ppm	1,397	931
Magnesi en ppm	675	309
Bari en ppm	37	297
Ferro en ppm	3	205
Sodi en ppm	4	118
Potassi en ppm	< 1	31
Coure en ppm	0	20

<sup>8</sup> TAN: quantitat d'hidròxid de potassi en mg que es necessita per neutralitzar els àcids en un gram d'oli..

<sup>9</sup> TBN: Mesura de la reserva alcalina del lubricant. Es mesura en mg d'hidròxid de potassi per gram

### 4.3.1 Criteris per establir que és un oli usat

Es considera que un oli ha acabat el seu cicle de vida útil com a lubricant, i per tant és un oli usat, si compleix els criteris següents pel que fa a l'origen, a l'ús i als contaminants que conté.

- Origen: Es considera que un oli lubricant és usat quan ha estat refinat a partir del petroli cru, ha estat contaminat amb impureses físiques o químiques i que, a més a més, ha perdut les seves propietats després d'haver estat usat.
- Ús: Es consideren olis usats aquells que han estat utilitzats com a lubricants, fluids per la transferència de calor, líquids hidràulics com a mitjà de flotació i en altres propòsits similars.
- Contaminació: L'oli usat ha estat contaminat com a conseqüència del seu ús per residus i contaminants generats durant la seva utilització. Els contaminants físics inclouen partícules de metalls, serradures o brutícia mentre que els contaminants químics inclouen dissolvents, halògens o aigua.

A continuació, s'exposen els contaminants presents en un oli usat:

Taula 2: Contaminants presents en un oli usat

Contaminants	Fonts	Concentració
Ba	Additius detergents	< 100 ppm
Ca	Additius detergents	1.000 – 3.000 ppm
Pb	Gasolina amb plom / desgast en coixinets	100 – 1.000 ppm
Mg	Additius detergents / coixinets	100 – 500 ppm
Zn	Antioxidants / additius anti-desgast	500 – 1.000 ppm
P	Antioxidants / additius anti-desgast	500 – 1.000 ppm
Fe	Cilindre, cigonyal, aigua, òxid	100 – 500 ppm
Cr	Cilindre, cigonyal, anells, refrigerant	Traces
Ni	Anells, eixos	Traces
Al	Èmbol, coixinets, brutícia, additius	Traces
Cu	Coixinets, refrigerant	Traces
Sn	Desgast en coixinets	Traces
Cl*	Additius / gasolina amb plom	300 ppm
Si	Agents des-espumants / brutícia	50 – 100 ppm
S	Oli base / productes de combustió	0,2-1%
Aigua	Combustió	5-10%

En la següent taula, s'exposa els mètodes per la determinació de contaminants presents en els olis usats:

Taula 3: Mètodes per a la determinació de contaminants

ASTM <sup>10</sup>	TÍTOL
D 129	Determinació de sofre en productes del petroli
D 808	Determinació de clor en productes del petroli nous i usats
D 811	Anàlisi química per a metalls en olis lubricants nous i usats
D 1317	Determinació de clor en lubricants nous i usats
EPA	Determinació de PCB's

Explicació breu de la definició de cada prova:

- Norma ASTM D129: Prova que serveix per determinar la quantitat de sofre en l'oli lubricant usat, a més de concentracions d'additius i greixos.
- Norma ASTM D808: Anàlisi de la quantitat present de clor en els productes petrolífers (olis usats d'origen mineral).
- Norma ASTM D811: Anàlisi químic per identificar metalls tant en olis nous com olis usats.
- Norma ASTM D1317: Mètode que permet la determinació del contingut de clor a nivells de 0,1% en massa i superiors, en olis lubricants i greixos amb els que s'han barrejat additius clorats.
- Norma EPA: Anàlisi per la determinació de bifenils policlorats (PCBs)

Després de la recollida de l'oli, és necessari realitzar proves del seu estat i composició. Així, es pot determinar si l'oli compleix els requisits necessaris per la seva recuperació i regeneració.

D'acord amb l'EPA<sup>11</sup> dels Estats Units, els paràmetres necessaris que ha de complir un oli lubricant usat per la seva regeneració són:

---

<sup>10</sup> American Section of the International Association for Testing Material. És una organització de normes internacionals que desenvolupa i publica acords voluntaris de normes tècniques per a una àmplia gamma de materials, productes, sistemes i serveis.

<sup>11</sup> Environmental Protection Agency (Agència de Protecció Ambiental)

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 4: Paràmetres olis usats

Substància	Concentració màxima permissible (mg/kg – ppm)
Bifenils policlorinats (PCB)	50
Halògens orgànics totals	1.000
Arsènic	5
Cadmi	2
Crom	10
Plom	100
Sofre	1,7% en pes

#### 4.4 Caracterització de l'oli usat

Per modelar un procés que involucri petroli és necessari conèixer o almenys estimar les propietats del mateix. La determinació exacta de la composició de la mescla no és possible a causa de l'enorme quantitat de components que integren la mescla. En el seu lloc, es caracteritza el petroli per mitjà d'una corba de destil·lació (temperatura davant percentatge acumulat de líquid destil·lat) realitzada d'acord a procediments estandarditzats per normes. Després, es fan servir correlacions existents per estimar les propietats físiques del petroli a partir de les temperatures que conformen la corba de destil·lació. En base a l'anterior, la mescla pot ser modelada com un grup de components hipotètics on les propietats donen forma a la corba de destil·lació.

Per definició, la corba EFV és generada per una sèrie d'experiments realitzats a pressió constant (generalment, 1 atm). El resultat vincula la temperatura d'equilibri amb el percentatge de volum de líquid destil·lat, on el vapor total està en equilibri amb el líquid que no s'ha evaporat. Aquests experiments anteriorment esmentats són corbes obtingudes per procediments estàndards de laboratori, com ara: TBP (true boiling point distillation), ASTM D86, la destil·lació D1160 (separada o combinada) No obstant això, pel fet que el procediment experimental requerit per obtenir la corba EFV és complicat, aquesta és generalment estimada a partir d'altres corbes que involucren procediments experimentals més simples. Per a tal fi, es van desenvolupar mètodes per estimar la corba EFV, els més utilitzats dels quals són el de Edmister i el de Maxwell.

Aquests mètodes fan l'estimació emprant un procediment gràfic que requereix dades obtingudes de diagrames i taules desenvolupats per a aquest efecte. Aquesta necessitat intensiva de gràfics i taules, fa que els mètodes siguin feixucs, pocs exactes i difícils de seguir sense cometre errors. Per resoldre els problemes que afecten els mètodes anteriorment descrits, han aparegut nous mètodes per estimar la corba EFV utilitzant simuladors de processos químics com el HYSYS i CHECAD.

Els simuladors de processos estan cada vegada més difosos, i havent descrit els inconvenients dels mètodes tradicionals d'estimació de la corba EFV, és convenient desenvolupar un nou mètode d'estimació que empri simulació amb tots els avantatges que això implica: exactitud, flexibilitat, velocitat, cost reduït, etc.

Un gran avantatge d'aquest mètode, és que no depèn del tipus de corba experimental emprada; és a dir, la corba EFV pot ser estimada seguint el mateix procediment sense importar el tipus de corba de destil·lació experimental ingressada al simulador per caracteritzar al petroli.

A continuació es mostra la corba de destil·lació D1160 típica d'un oli usat:



## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 5: Corba de destil·lació ASTM 1160 típica d'un oli usat (Manobel Ponce, 2015)

% Destilado (Volumen)	T (°C)
1,0	99,7
2,0	127,8
3,0	150,7
4,0	168,2
5,0	177,8
7,0	195,5
9,0	202,4
10,0	206,6
15,0	216,4
20,0	223,2
25,0	227,7
30,0	231,3
35,0	235,3
40,0	238,8
45,0	243,1
50,0	247,6
55,0	254,1
60,0	259,9
65,0	269,4
70,0	280,1
72,0	284,9
73,0	287,5
74,0	291,6
75,0	294,6
76,0	297,2
77,0	299,4
78,0	303,1
79,0	306,2
80,0	310,8
81,0	315,6
82,0	321,2
83,0	328,0

A continuació, s'exposa la composició típica de les característiques d'un oli usat emprant el mètode de caracterització anteriorment comentat.

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 6: Composició típica d'un oli usat (Manobel Ponce, 2015)

Componentes	Fracció molar	T <sub>Ebullició</sub> (°C)	P.M. (kg/kmol)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )
NBP-241	0,0075	241,5	190,2	817,7
NBP-256	0,0077	256,3	196,8	821,1
NBP-271	0,0081	271,2	202,7	824,4
NBP-286	0,0083	286,0	215,9	830,5
NBP-301	0,0084	300,9	232,3	837,8
NBP-316	0,0088	315,8	250,0	845,2
NBP-331	0,0093	330,7	267,8	852,2
NBP-345	0,0097	345,3	286,0	859,0
NBP-360	0,0114	360,5	304,8	866,0
NBP-377	0,0182	376,6	327,1	874,4
NBP-388	0,0202	388,1	342,1	880,4
NBP-407	0,0198	406,9	362,8	887,4
NBP-420	0,0535	420,5	387,1	894,2
NBP-444	0,2125	444,4	423,0	904,2
NBP-468	0,2279	467,6	456,0	912,9
NBP-494	0,1285	494,0	492,6	921,5
NBP-524	0,0791	524,1	536,6	929,5
NBP-550	0,0384	550,3	570,9	935,8
NBP-579	0,0331	578,9	612,9	946,4
NBP-607	0,0212	606,6	660,2	957,1
NBP-636	0,0178	635,8	708,3	967,1
NBP-669	0,0233	669,3	763,5	978,5
NBP-722	0,0142	722,0	847,0	995,0
NBP-776	0,0072	776,0	916,9	1008,5
NBP-830	0,0059	830,0	991,5	1022,9

Es decideix simplificar la composició de l'oli usat. S'agafen 5 fraccions que cada una conté 5 pseudo-components. El resultat es mostra a continuació:

Taula 7: Composició de les cinc fraccions que formen l'oli usat

Fraccions	Composició de cada fracció			
	Fracció molar	T <sup>o</sup> Ebullició (°C)	P.M(Kg/Kmol)	Densitat (kg/m <sup>3</sup> )
<b>Fracció1</b>	0,04	272,07	208,18	826,59
<b>Fracció2</b>	0,06	351,36	294,30	862,06
<b>Fracció3</b>	0,53	448,39	428,20	905,39
<b>Fracció4</b>	0,30	526,43	539,29	930,69
<b>Fracció5</b>	0,07	696,62	802,28	985,95

A partir d'aquestes dades es poden obtenir mitjançant les correlacions adequades, els paràmetres crítics que permetran el càlcul de les condicions dels equips del procés.

Veure apartat 2 dels annexos.

#### 4.5 Propietats oli regenerat

Les bases obtingudes del procés de regeneració de l'oli usat tenen la mateixa qualitat o superior a les del primer refí.

La taula següent permet fer una comparació entre les propietats físico-químiques i la composició d'un oli verge respecte un oli lubricant regenerat.

Taula 8: Comparativa propietats oli verge/oli regenerat (Moya Díaz, 2010)

Propietats	Oli lubricant verge	Oli lubricant regenerat
Aparença	Clar i homogeni	Clar i homogeni
Color	Màx. 2,5	1
Punt d'inflamació	Mín. 215	234
Punt de fluïdesa	Màx. -6	-3
Viscositat cinemàtica@ 100°C (c.St.)	Mín. 9,5	9,63
Índex de viscositat	Mín. 90	92
Formació d'espumes	0	0
Aigua i sediments (% en volum)	Màx. 0,02	Traces
Nombre de neutralització (mg KOH/g lubricant)	Màx. 0,02	< 0,05

Pràcticament, les propietats físico-químiques dels olis regenerats són idèntiques a les d'un oli verge. Fins i tot algunes d'elles milloren amb el tractament de regeneració, com són la viscositat i el color.

La viscositat i el color són les propietats que defineixen l'estàndard de qualitat que exigeix el mercat.

A continuació es mostren els diferents mètodes que s'utilitzen per analitzar els productes obtinguts després del procés de regeneració.

## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 9: Anàlisi a aplicar als productes obtinguts després de la regeneració

<b>Especificació</b>	<b>Mètode d'assaig</b>
Viscositat a 40 i 100°C	Norma ASTM D88
Contingut en aigua	Norma ASTM D95
Contingut de cendres	Norma ASTM D482
Densitat	Norma ASTM D287
Índex de viscositat	Norma ASTM D2270
Sediments metàl·lics	Norma ASTM D1796-97
%Carbó	Norma ASTM D189
Punt d'inflamació	Norma ASTM D88/92
Color	ASTM D1500

La Norma ASTM D88, que es basa en la determinació de la viscositat a 40°C i 100°C, és el mètode de referència per a la determinació de la qualitat de l'oli regenerat.

A continuació es mostra els valors de les viscositats cinemàtiques que han de tenir els productes obtinguts després del procés de regeneració de l'oli usat per tal que compleixin els valors de qualitat exigits per la normativa.

Taula 10: Característiques exigides dels olis regenerats

<b>Viscositats cinemàtiques a 100°C</b>	
<b>cSt</b>	<b>Productes</b>
<<2	Hidrocarburs lleugers
2,5	Oli Spindle
3,5 - 3,9	Sn100
4,9 - 5,5	SN150
7,5-7,6	SN330
aprox. 1000	Betum asfàltic

## 5 MÈTODES DE REGENERACIÓ DELS OLIS USATS

### 5.1 Definició de regeneració

La regeneració dels olis usats és l'acció que permet obtenir un nou oli base que amb la barreja dels additius corresponents passa a ser un oli comerciable. Per veure la importància de la regeneració, s'ha de tenir en compte que per cada 100 litres d'oli usat es poden generar 67 litres d'un nou oli, pràcticament 33 vegades més que el que s'obté del petroli.

Ara bé, la regeneració té alguns inconvenients. La raó principal per la qual no s'opta per la regeneració és el factor econòmic a causa del gran poder calorífic dels olis usats (31.560-44.880MJ/Kg) el que provoca que s'utilitzen com a combustible. Actualment encara els productes regenerats o reciclats no tenen la mateixa acollida al mercat que un producte nou. Tot i que s'ha millorat molt en els últims temps, queden països sense una bona reglamentació per la recollida d'olis usats el que provoca que sigui una tasca costosa i difícil.

Dit això, un procés de regeneració consta de tres fases:

- Pretractament: aquesta fase consisteix en eliminar una part important dels contaminants de l'oli usat, com són: aigua, els fangs, les partícules de mida més gran, etc.
- Regeneració: en aquesta fase s'eliminen els additius, metalls pesants i fangs asfàtics. És la fase principal de cada mètode de regeneració, obtenint al final un oli lliure de contaminants amb una forta coloració que el fa inviable per a ser comercialitzat. Per aquest motiu, és necessari incloure una nova etapa; el tractament final.
- Tractament final: els mètodes usats en aquesta etapa, dependran de l'objectiu final que tingui l'oli.

Previ al pretractament, l'oli usat s'ha de sotmetre a una anàlisi per determinar si és apte per a la seva regeneració; si compleix els criteris d'admissibilitat. Aquest anàlisi depèn de la concentració i composició de contaminants, bàsicament del contingut en PCB, a causa que, si supera els 50ppm, aquest és dirigit a incineració en instal·lacions autoritzades. En cas contrari, és sotmès al procés de regeneració.

Tot i que la regeneració és el procés més amigable per al medi ambient, les diverses tècniques que s'utilitzen per al tractament de l'oli usat, també emeten contaminació al medi ambient, com es pot observar a la taula següent:

Taula 11: Contaminació en el procés de regeneració

Contaminació	Originada en
CO <sub>2</sub>	Molts processos de combustió
Hidrocarburs poliaromàtics (PAH)	Processos de regeneració de plantes modernes
Hidrocarburs clorats	Barreja de solvents amb oli usat
Compostos orgànics volàtils	Emissions fugitives del magatzem
Olor	Instal·lacions de re-refinat
Pb	Processos de re-refinat, s'acaba convertint en un producte bituminós
Metalls	Regeneració en refineries
Residus de l'aigua	Processos d'oli usat i en diferents processos de deshidratació
Llots	Processament de l'oli usat
Contaminació del sòl	Filtrat i abocament

A continuació, es definiran els diferents processos de regeneració de l'oli usat:

## 5.2 Procés àcid – argila

Les tecnologies àcid/terres es basen en el tractament del substrat amb àcid sulfúric per l'eliminació dels elements contaminants i el posterior tractament amb terres per la neutralització del producte resultant. D'aquesta manera, el tractament amb terres permet aconseguir el color i l'olor desitjats.

Procediment: L'oli usat es sotmet a evaporació on s'eliminen els productes lleugers com l'aigua i hidrocarburs de rang de gasolina. Després d'aquesta etapa prèvia, la càrrega es tracta amb àcid sulfúric donant un rendiment del 85% aproximadament en relació amb el producte tractat. La resta és un rebuig oliós i àcid. Per millorar el seu color i acidesa, el producte obtingut després del tractament àcid és filtrat amb argila-la i calç. En la filtració, també s'obté un rebuig amb una composició del 3-4% d'una barreja d'oli àcid i argila. Aquest procés té un rendiment global del 70% en pes de la càrrega d'oli introduïda.

A continuació, es mostra la disposició de les etapes del mètode:

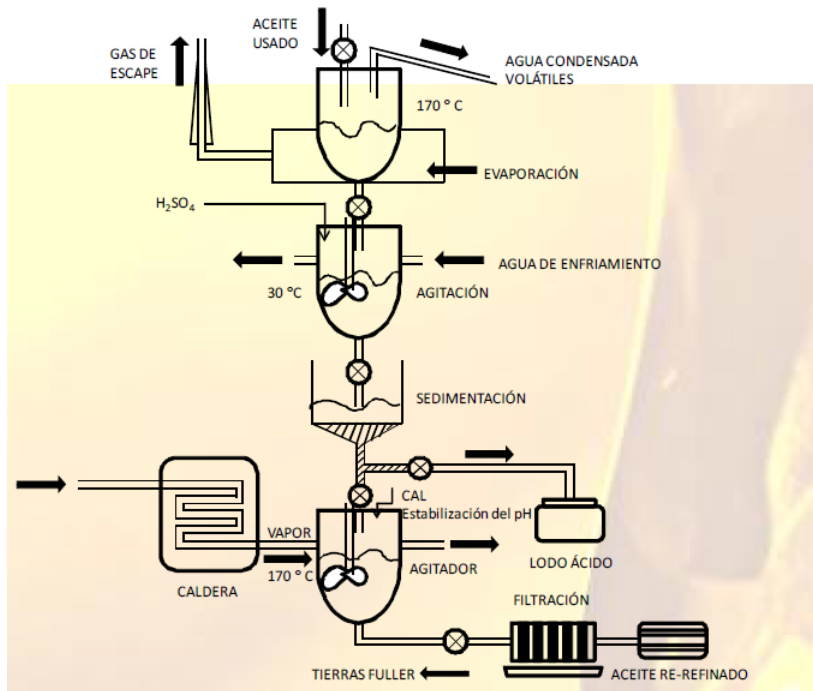


Figura 1: Esquema bàsic de les tecnologies de tractament àcid/terres (Moya Díaz, 2010)

### Etapas del mètode

**Evaporació:** l'oli s'escalfa fins a 100°C, d'aquesta manera s'evapora l'aigua existent. Per sobre de 100°C aconseguim que s'evaporin compostos orgànics com gasolina, etc.

**Agitació:** quan l'oli ha arribat a la temperatura de 170°C s'ha de refredar fins als 30 o 40°C per així poder addicionar un 10% d'àcid sulfúric respecte de la quantitat d'oli. A continuació es deixa agitant la mescla entre 3-4 hores. D'aquesta manera, l'àcid va reaccionant amb les impureses donant lloc a sulfats.

**Sedimentació:** la barreja d'oli-àcid es porta fins a un decantador on roman aproximadament 1 dia. En aquest punt, s'aconsegueix que els sediments insolubles decantin i posteriorment són purgats.

**Estabilització del pH:** la barreja restant d'oli-àcid es porta de nou a un agitador en el qual s'afegeix calç perquè aquesta reaccioni amb l'àcid neutralitzant la mostra a un pH de 7, la reacció transcorre a una temperatura de 170 °C i té un temps de durada de 2-4 hores.

**Filtració:** Al final del tractament amb calç cal filtrar l'efluent per mitjà de terres fuller o diatomàcia, aquesta filtració ens garanteix la retenció d'impureses i productes del procés de degradació de l'oli, purificant així l'oli.

Si es valora aquest procés des d'un punt de vista ambiental, s'observa que hi ha dos punts clau de generació de nous residus de complicada gestió: fang àcid pel tractament amb àcid sulfúric i argiles contaminades amb impureses (terres fuller). A més es pot intuir la generació d'emissions atmosfèriques per la presència de l'àcid sulfúric.

Aquest tipus de tecnologia, es coneix amb el nom de tecnologia Meinken. Es tracta d'una tecnologia que ja no s'utilitza per qüestions econòmiques i per la problemàtica que generava amb el tractament de les terres àcides. També comporta problemes de corrosió interna i problemes d'abocament. Els avantatges principals d'aquest procés són el baix cost d'inversió i manteniment, la possibilitat de tractar olis usats de qualitat molt baixa, i la flexibilitat i facilitat de manipulació del mateix.

Actualment, hi ha algunes refineries que treballen amb tecnologia Meinken millorada que consisteix en la inclusió de tècniques de destil·lació en pel·lícula fina i de contacte, la qual cosa permet reduir la quantitat d'àcid sulfúric fins a un 3% i la de terres fins a un 3,5%. També, algunes d'elles inclouen la hidrogenació. Té l'inconvenient de l'augment del cost de l'inversió

#### Impacte

El problema que presenta és la posterior utilització i aplicació del residu àcid generat, que en moltes ocasions s'ha de considerar com a tòxic i perillós, amb els seus conseqüents problemes per a la deposició a l'abocador. Per aquesta raó es tracta d'un procés obsolet i actualment està en desús.

### **5.3 Procés amb argila**

Aquest procés de recuperació neix com a millora de l'anterior, evitant la destil·lació (tecnologia Meinken) que requereixen de fortes inversions i l'ús de dissolvents ( $H_2SO_4$ ) amb les seves corresponents repercussions ambientals.

#### Etapas

El procés consta d'un reactor on es barregen els olis lubricants usats a tractar amb una barreja d'argiles. Aquesta barreja es porta a unes temperatures entre 80°C i 200°C. Les temperatures no han de ser excessivament altes per evitar o minimitzar el "cracking" dels olis lubricants en la barreja.

La barreja argila-lubricant es manté amb agitació en el reactor durant un temps determinat afavorint així la transferència d'impureses (principalment metalls pesants).

Posteriorment, la barreja es fa passar per una centrifugadora, que elimina una gran quantitat d'argila contaminada amb sutge. Aquest sutge, format per partícules molt fines de carbó i altres compostos orgànics (additius dels lubricants) ha de ser eliminat abans del filtrat perquè pot tancar els porus dels filtres disminuint o fins i tot paralitzant el flux del filtrat.

A continuació, es mostra la disposició de les etapas del mètode:



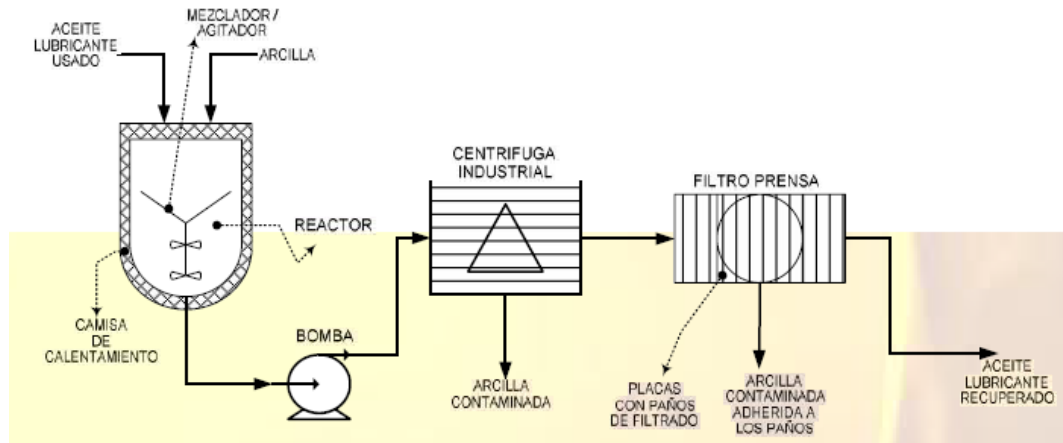


Figura 2: Esquema bàsic del procés amb argila (Moya Díaz, 2010)

### Impacte

Aquest mètode té, també, unes repercussions ambientals importants; les argiles contaminades. Igual que en el procés anterior, a més de les argiles també apareixen els filtres amb argila contaminada adherida. En definitiva, per solucionar el problema d'un residu, es genera, al mateix temps, una altra tipologia de residus de difícil gestió.

En resum, els processos tradicionals de tractament d'olis, basats en tecnologies àcid/terres no aconseguen olis de base de les qualitats finals desitjades. A més, la preocupació per qüestions mediambientals dificulta encara més l'obtenció de processos adequats.

Les tecnologies anteriors basades en processos amb àcid i terres actualment estan en desús per qüestions mediambientals ja que tenen el problema del tractament de les terres àcides generades en el procés. Per solucionar aquests problemes s'ha recorregut a la introducció de tecnologies que incorporin processos de destil·lació al buit i hidrogenació.

### **5.4 Procés d'extracció amb propà**

Aquest mètode es basa fonamentalment en l'extracció amb propà líquid d'hidrocarburs d'origen petrolífer presents en els olis usats amb separació per decantació dels productes de degradació i altres contaminants i posterior destil·lació. L'oli lubricant usat s'ha de sotmetre a una anàlisi prèvia per determinar si l'oli recollert és apte per a la seva regeneració, depenent de la concentració i composició de contaminants, bàsicament del contingut en PCB, a causa que, si supera els 50ppm, aquest és dirigit a incineració en instal·lacions autoritzades. En cas contrari, és sotmès a un procés de pretractament químic.

### Etapes

Aquest procés consta de tres etapes:

Pre-tractament químic: En aquesta etapa es busca que l'oli usat es trobi en les condicions de ser extret eficientment pel propà. Per això, s'addicionen els reactius i catalitzadors com ara la potassa i la sosa. Es realitza en calent i comporta un temps per a la digestió de la barreja; és un procés en continu.

Extracció amb propà líquid i recuperació posterior del dissolvent utilitzat: L'oli pre-tractat, s'escalfa a temperatures properes a l'ambient per ser barrejat amb el propà líquid (dissolvent d'extracció). Totes les bases lubricants ha recuperar, són solubles en aquest dissolvent, no així les impureses i resta productes no desitjats. D'aquesta manera, es pot separar els additius, l'aigua i els asfalts sense produir una descomposició tèrmica, impeding així els problemes de craqueig, olors i embrutiments en els equips.

A continuació l'efluent oli-propà es decanta en dues fases, permetent així separar, per insolubilitat i diferència de densitats, l'aigua emulsionada que acompanya l'oli usat i els components asfàltics procedents de la degradació i oxidació dels additius presents en la formulació dels olis lubricants. Llavors, es fa passar per uns escalfadors on s'escalfa a una temperatura adequada per permetre que es produeixi l'evaporació del propà a pressió de procés en una columna dissenyada per a tal finalitat.

A continuació, es mostra la disposició de les etapes del mètode:

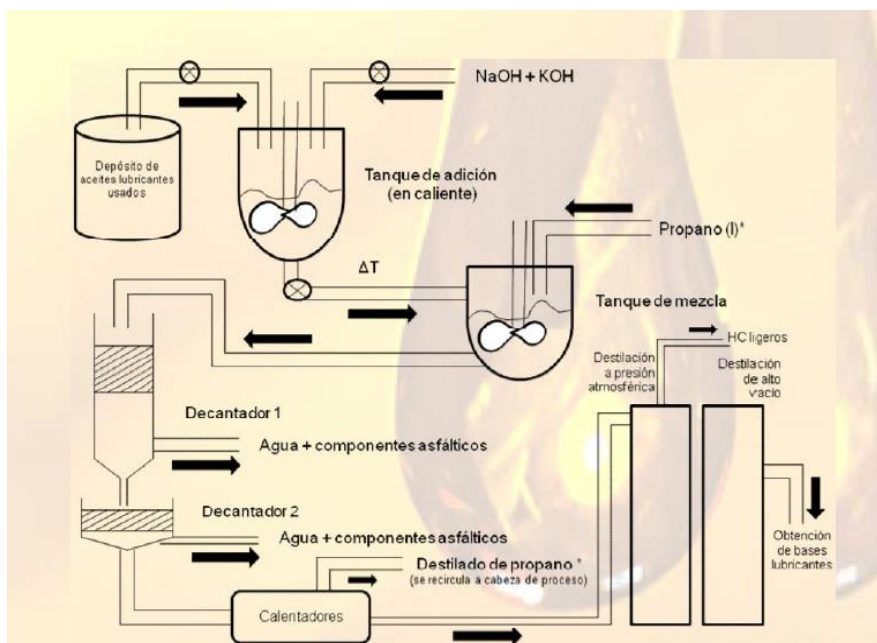


Figura 3: Esquema bàsic del procés d'extracció amb propà (Moya Díaz, 2010)

Destil·lacions atmosfèrica i al buit: Finalment, l'oli ja exempt de propà i a temperatura adequada, passa a una columna de destil·lació a pressió atmosfèrica on s'eliminen els hidrocarburs lleugers (nafta). En aquest moment l'oli es troba lliure de contaminants. S'escalfa a temperatura de destil·lació i es fa passar a una columna de fraccionament d'alt buit on s'obtenen unes bases lubricants que no necessiten de refinació posterior.

La fase de destil·lació garanteix l'obtenció d'olis lubricants base, amb característiques com: un color ideal, acidesa, estabilitat, etc, semblants als lubricants obtinguts en el

primer refinament, sense necessitat d'una fase de filtrat amb terres o hidrotractament. Al final del procés s'obté com productes: un 80% de l'oli regenerat, components asfàltics que es comercialitzen (18%) i un 2% de combustibles lleugers que s'utilitzen com a aportació energètica en la pròpia planta.

### Impacte

Si es valora aquest procés de regeneració d'oli des d'un punt de vista ambiental, apareixen les següents problemàtiques: emissions atmosfèriques en els punts del procés on cal escalfar l'efluent, per exemple en les calderes. També com a conseqüència dels dos decantadors un cop tractada la barreja d'oli amb propà, apareix aigua amb diferents contaminants en suspensió i/o en dissolució. Aquesta aigua residual s'haurà de gestionar com un residu o tractar-la en una altra planta de tractament autoritzada o bé s'haurà de canalitzar aquest efluent i, en la mateixa instal·lació, sotmetre-la a un procés de depuració.

A més l'ús de propà en aquesta instal·lació, en funció del tonatge que es mogui a l'any, pot quedar sotmesa a un Pla de Gestió de Dissolvents segons s'estableix en el RD 117/2003, de 31 de gener, sobre limitació d'emissions de compostos orgànic volàtils degudes a l'ús de dissolvents en determinades activitats.

## **5.5 Procés d'extracció per l'acció de dissolvents i destil·lació**

Aquest mètode permet reemplaçar la tècnica de regeneració d'àcid-argila, produint un fang orgànic en comptes d'un fang tòxic. Bàsicament es basa en un procés de preescalfament de l'oli amb els dissolvents, seguit d'una fase de deshidratació, destil·lació i, finalment, l'acabat.

### Etales

Prèviament hi ha la fase de deshidratació que es porta a terme a pressió atmosfèrica. La destil·lació de l'oli usat es realitza per l'acció d'una bomba de buit a pressions baixes tals com 5mmHg, per prevenir el craqueig. En aquest punt, s'eliminen els hidrocarburs lleugers.

A continuació, es fa el tractament amb dissolvents. La barreja ideal de l'oli usat i dissolvent és 3:1. Aquest dissolvent està compost per alcohol butílic, alcohol isopropílic i metil etil cetona en la proporció 1:2:1 respectivament. Aquest tractament permet l'extracció de compostos que potencialment poden embrutar els productes resultants. Els dissolvents utilitzats, poden ser reciclats en un procés posterior.

Finalment, l'acabat es pot realitzar per l'ús d'argiles absorbents o a través d'una fase d'hidrotractament.

A continuació, es mostra la disposició de les etapes del mètode:

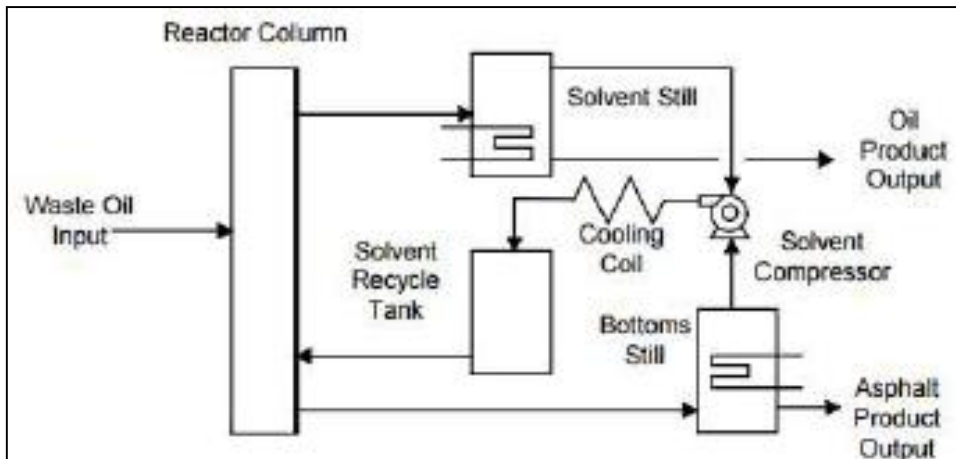


Figura 4: Esquema bàsic del procés d'extracció per dissolvent (Moya Díaz, 2010)

### Impacte

Tot i la senzillesa del procés, es presenten algunes desavantatges:

- No s'eliminen els metalls presents en l'oli.
- L'ús d'argiles absorbents permet la presència de PCB(bifenils policlorats).
- Elevat cost energètic que té l'extracció per dissolvents.

### **5.6 Procés de re-refinat de l'oli usat**

Com a etapa prèvia al procés, l'oli usat s'ha de sotmetre a controls de qualitat per verificar la concentració de contaminants i així determinar si és apte o no apte per a ser regenerat, per exemple, analitzant el contingut de PCB.

L'oli usat és en essència una barreja d'hidrocarburs i agents contaminants, per això en principi es pot tornar a refinar i obtenir un oli base d'igual o superior qualitat que la de l'oli verge procedent del refinat original.

### Etaques

Recepció i pretractament previ de l'oli: Aquesta fase, igual que en molts altres processos, consisteix a eliminar una part important dels contaminants de l'oli usat, com són l'aigua, els hidrocarburs lleugers, els llots i partícules gruixudes. El procés s'inicia amb la recepció de l'oli usat, que després és emmagatzemat en dipòsits. Posteriorment s'envia a les tremuges de decantació (tancs especials per al tractament) amb agregat de floculants i s'eleva la temperatura a 50 °C per accelerar la decantació de l'aigua i alguns fangs que es purguen del procés.

La decantació requereix uns temps d'aproximadament 48 hores perquè els olis usats estiguin en condicions de continuar el procés. Finalitzada l'etapa de decantació es bombeja a un tanc des d'on s'alimentarà el sistema de destil·lació pròpiament dit.

A continuació, es mostra la disposició de la primera etapa del mètode:

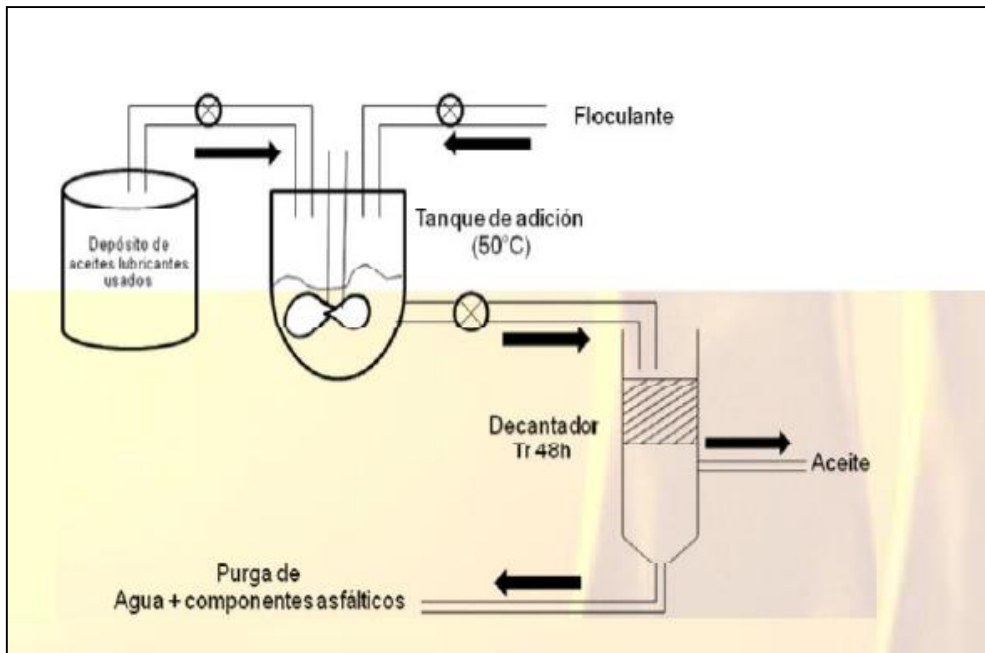


Figura 5: Esquema bàsic del procés de re-refinat de l'oli usat (1r etapa) (Moya Díaz, 2010)

En essència, l'oli usat és una barreja d'hidrocarburs que podríem classificar en:

- Olis lleugers (els primers a destil·lar)
- Olis pesants (olis base de lubricants) de diversos tipus.
- Additius utilitzats en la seva formulació com lubricants i altres hidrocarburs més pesats que en conjunt formen el fuel-oil.

Destil·lació i separació dels productes:

Així doncs, els residus són separats de l'oli mitjançant la destil·lació a pressió atmosfèrica. Consisteix en escalfar la barreja per aconseguir separar cada producte que es troba a la solució mitjançant una evaporació controlada. Els vapors són condensats fora de les columnes de destil·lació obtenint un oli en estat líquid una mica més pur.

Quan ja s'han assolit els 200°C i ja no destil·la res, l'efluent que no ha destil·lat és connectat a una bomba de buit que aconseguix reduir la pressió interna del circuit de 760 mm de Hg (pressió atmosfèrica) a 70 mm de Hg. D'aquesta manera s'aconsegueix fer destil·lar als olis bases a menor temperatura que a pressió atmosfèrica, això es fa per evitar el craqueig de l'oli per acció de la temperatura. El producte resultant posseeix les mateixes característiques que els olis originals usats en la formulació de lubricants, tot i que encara conté una petita quantitat d'additius que seran tractats i eliminats.

Quan la destil·lació arriba a la seva fi, es trenca el buit generat en el sistema amb nitrogen i és el fuel-oil el que queda a la columna de destil·lació.

A continuació, es mostra la disposició de la segona etapa del mètode:

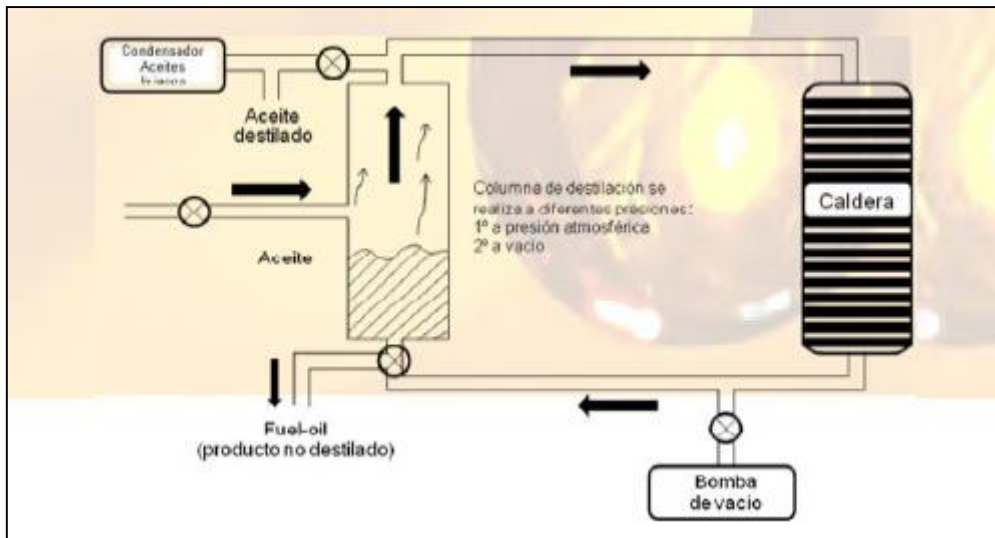


Figura 6: Esquema bàsic del procés de re-refinat de l'oli usat (2n etapa) (Moya Díaz, 2010)

L'acabat: El producte final és un oli base lliure de contaminants, però de coloració inadequada. Per aquesta raó, és sotmès a un posterior tractament amb àcid sulfúric, calç i argiles, eliminant així impureses i aromes, obtenint el color òptim en l'oli. Després d'estar estacionat amb aquests productes durant diverses hores, es passa per un filtre prensa, que és un sistema de filtres de teles que retenen les impureses al costat de la calç argila etc. Finalment, per evitar l'oxidació de l'oli, aquest és estabilitzat amb alguns productes químics.

A continuació, es mostra la disposició de l'etapa final del mètode:

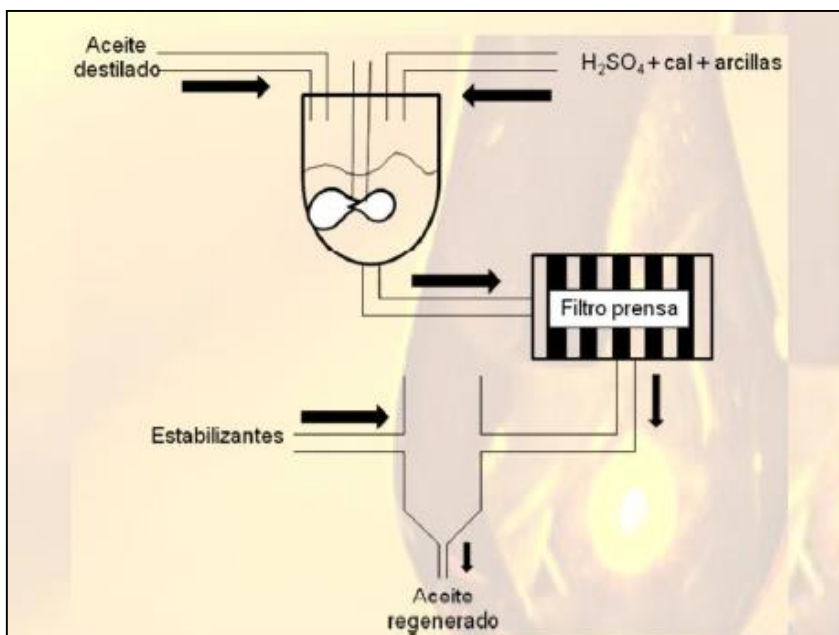


Figura 7: Esquema bàsic del procés de re-refinat de l'oli usat (3r etapa) ((Moya Díaz, 2010)

## Impacte

Desavantatges d'aquest procés: Obtenció d'aigua residual, sòlids gruixuts, emissions atmosfèriques en el procés d'escalfament de l'efluent per a l'eliminació d'olis lleugers, restes d'argiles i filtres contaminats.

## **5.7 Procés per hidrotractament**

L'objectiu principal de l'oli base per hidrotractament (abans de ser usat) és el control de l'estabilitat del color. Per tant, els compostos polars que produeixen el color marró de l'oli lubricant també fan que aquest color sigui inestable i són eliminats a baixa temperatura - baixa intensitat d'hidrogenació. En condicions de pressió i temperatura més extremes, el nitrogen i el sofre són eliminats com  $\text{NH}_3$  i  $\text{H}_2\text{S}$ , (emissions atmosfèriques) a conseqüència d'aquest fet, també es produeix una reducció de compostos aromàtics. Aquest procés, té per objectiu principal obtenir olis lubricants de qualitat en color, claredat i viscositat òptima.

### Etapas

Pre-tractament: s'elimina l'aigua i fraccions lleugeres de l'oli usat per acció tèrmica.  
Destil·lació al buit: Destil·lació on s'obté oli de base, fuel-oli i el residu de la pròpia destil·lació.

Tractament de l'oli base: Aquest tractament consisteix fonamentalment en eliminar els constituents adherits (principalment metalls pesats) per acció d'un catalitzador d'Ni/Mo.

Hidrotractament: L'objectiu d'aquesta última etapa és eliminar i/o reduir els àcids orgànics, sofre, clor, nitrogen i compostos metàl·lics sota condicions de hidrotractament.

Des-carbonització: en aquesta fase l'oli entra dins un forn elèctric a una temperatura de 425°C, per un temps de 5 hores a través d'un flux d'aire continu.

Pre-sulfuració: després de carregar el catalitzador en el reactor, que conté un llit catalític, es porta el reactor a una pressió de 30 bars, a 180°C i es fa passar el flux d' $\text{H}_2$  a 12L/h durant 4 hores. Posteriorment s'injecta en el reactor el flux d'oli lubricant i la temperatura s'incrementa de manera gradual a 260°C, durant 4 hores i a continuació s'incrementa fins arribar als 310°C, durant 5 hores. Transcorregut aquest temps, la etapa de pre-sulfuració, arriba al final. És llavors, quan comença la sulfuració. La fase de sulfuració es porta a terme mitjançant la injecció del gas d'oli d'hidrocrackeig per un temps de 12hores amb un flux de 12mL/h i una temperatura de 340°C.

Durant el procés, el catalitzador presenta inconvenients a causa de la presència de residus sòlids, provocant el taponament i corrosió. Per recuperar el catalitzador es renta amb nafta en un recipient, amb el que s'eliminen de la superfície del catalitzador els hidrocarburs. A continuació, s'asseca en un forn a 120°C durant 1 dia. Finalment, el catalitzador es renta amb una dissolució d'àcid acètic al 0,1 N durant 3 hores, per eliminar els metalls incrustats.

A continuació, es mostra la disposició de les etapes del mètode:

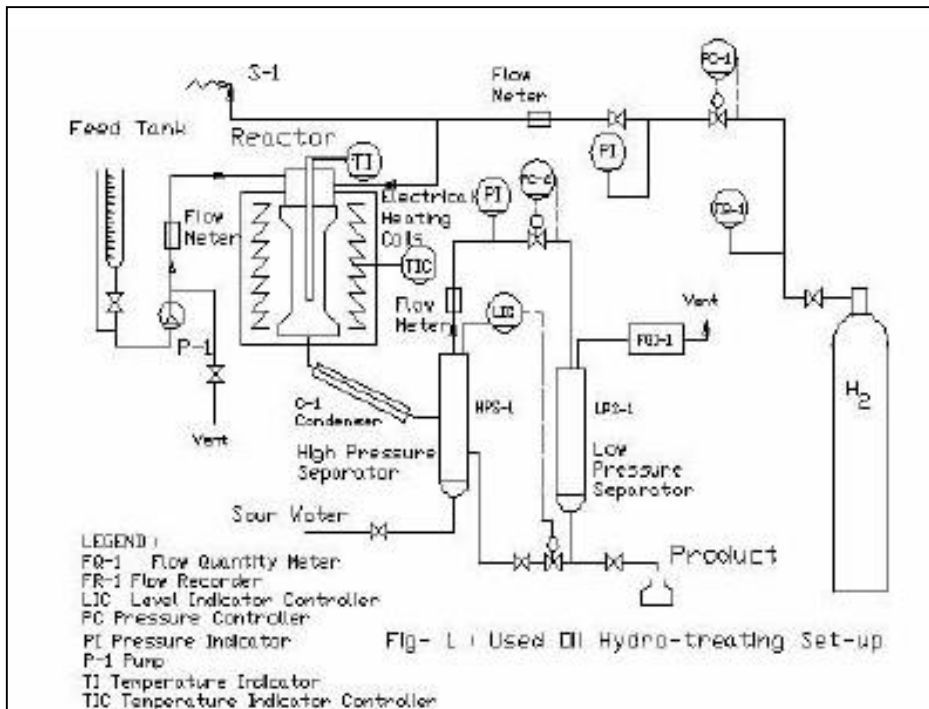


Figura 8: Esquema bàsic del procés de hidrotractament (Moya Díaz, 2010)

Un dels indicadors de qualitat per determinar si el mètode de regeneració ha funcionat degudament, és comparar el contingut de PCB's en l'oli abans i després de ser sotmès a més de comparar-lo amb un oli verge.

### Impacte

Aquest procés segueix presentant impactes sobre el medi ambient ja que no s'eliminen els metalls presents en els olis usats. Els metalls presents produeixen la corrosió dels reactors i emissions atmosfèriques a causa de la destil·lació de l'oli lubricant.

Si és cert que en aquest procés s'evita de generar residus d'argila i filtres usats. També cal destacar el no tractament de l'oli usat amb dissolvents, cosa que no empitjora les condicions d'emissions atmosfèriques.

D'altra banda, aquest procés té l'avantatge que es produeix un oli lubricant d'alt índex de viscositat, amb una bona resistència a l'oxidació i amb un color òptim i estable. A més cal destacar que el rendiment del procés és bastant alt a diferència d'algun dels processos descrits anteriorment.



Un altre aspecte important d'aquest mètode és que tots els seus subproductes tenen bona aplicabilitat. Els subproductes que s'obtenen són els següents:

- HC lleugers: poden ser utilitzats com a combustible en la pròpia planta.
- Gasoil: que també pot ser consumit en la pròpia planta.
- Residu de la destil·lació: pot ser barrejat amb asfalt per pavimentació de carreteres, entre altres aplicacions.

## 5.8 Procés Vaxon

El procés de regeneració Vaxon està especialment dissenyat per refinar olis usats, tant d'automoció com industrials. S'utilitzen evaporadors ciclònics, separadors de buit, amb un sistema de circulació d'oli i calefacció especialment dissenyats. Les plantes d'aquestes característiques poden ser de dimensions més petites i es poden dissenyar de manera molt més compacta que les refineries tradicionals.

Aquesta tecnologia permet l'obtenció d'olis de base aptes per a la fabricació de nous olis de motor o com a lubricants industrials. Es tracta d'olis d'alta qualitat que han obtingut l'homologació seguint les normes més exigents que existeixen en l'actualitat.

Aquest procés és summament respectuós amb el medi ambient. Tots els compostos que formen part dels olis usats es separen i es reutilitzen, alguns d'ells en el mateix procés i la resta valoritzats en el mercat.

Cal considerar també el tractament final. Es tracta d'un tractament químic que corregeix el clor, color, acidesa i compostos oxidants, obtenint un oli de base lubricant de característiques iguals o superiors a les d'un oli de primer refinament.

### Etaques

I. Destil·lació fraccionada al buit. En aquesta fase s'aconsegueix la separació total de tots els components presents en els olis usats. Aquesta part del procés es desenvolupa en quatre mòduls de destil·lació que treballen en condicions de temperatura i buit diferents.

A) El mòdul treballa a 180°C i entre 100 i 200mbars de pressió. En aquesta primera destil·lació es separa l'aigua, hidrocarburs lleugers (tipus gasolina) que posteriorment són utilitzats com a combustible per a la pròpia planta. Les aigües es deriven a una estació depuradora d'aigües residuals especialment dissenyada per al tractament d'aigües amb altes demandes químiques d'oxigen. Les aigües obtingudes de l'EDAR són aptes per a ser utilitzades en els serveis generals de la refinaria i també en els circuits de refrigeració. En cap cas es fan abocaments a l'exterior.

B) L'oli que no ha destil·lat el primer mòdul passa al segon, el qual treballa a temperatura de 270°C i 290°C i pressió de 80-120mbars. En aquesta fase s'obtenen gas-oil lleuger i spindle-oil que es deriven als tancs d'emmagatzematge corresponent. Els gasos incondensables, a través del sistema de buit, són conduïts cap als sistemes scrubbers per a la seva posterior depuració.

C) En aquesta fase es treballa a uns 300°C i es regula la pressió entre 10 i 15mbars. Aquí es tracta el producte que no s'ha destil·lat en la fase anterior. En aquest mòdul s'obtenen olis de base equivalents als que en el mercat es coneixen com SN 100 i SN 150 en funció de les seves viscositats, que s'envien als tancs d'emmagatzematge corresponents. En el cap del mòdul, condensen traces de gas-oil.

D) El que no s'ha destil·lat en els mòduls anteriors arriba a aquesta fase, en la qual es treballa a una temperatura de 310°C i a una pressió de 5-10mbars. S'obtenen olis de base equivalents a SN 330 i restes de SN 150 que s'envien als dipòsits d'emmagatzematge mitjançant els nivells de control. Pel cap de la columna condensen traces SN100. El residu pesat del fons de la quarta etapa conté restes de traces dels additius presents en l'oli usat; bàsicament sals orgàniques de metalls pesants. Aquest residu, de tipus asfàltic, es transfereix al tanc d'emmagatzematge.

II. Tractament Final. Una vegada separades les diferents fraccions d'oli per l'efecte de la destil·lació, cal una tractament final per acabar d'ajustar l'estàndard de qualitat que exigeix el mercat; viscositat, color i olor. Està format per quatre equips bàsics: reactor, decantador, assecador i destil·lat al buit (mòdul V.)

II.a Tractament químic: els diferents productes obtinguts, nets de brutícia i metalls, es tracten de manera individual en un reactor a temperatura de 220°C i pressió atmosfèrica i amb una dissolució d'hidròxid potàssic que reacciona amb els contaminants encara presents i així es puguin separar en la posterior etapa. Els vapors generats en aquestes condicions, es condensen per mitjà d'un bescanviador de refredament i es bombegen al tanc de lleugers.

II.b. Decantador: En les condicions de reacció esmentades, es destrueixen les restes de contaminants dels destil·lats que se separen per gravetat en el decantador. En el fons es concentren les sals potàssiques formades que juntament amb l'oli emulsionat i un excés de potassa són conduïdes al seu corresponent tanc per a un posterior tractament. Finalment la fase orgànica, de menor densitat, és conduïda a l'assecador per disminuir el contingut d'aigua per mitjà d'un procés de buit i és emmagatzemada en el seu corresponent tanc.

II.c. Destil·lat al buit (Mòdul V). En aquesta etapa l'oli és posat de nou en condicions de destil·lació i s'obté el producte. Una bomba impulsa l'oli del tanc anteriorment esmentat (fase orgànica) cap al mòdul de destil·lació. En aquest punt, l'oli sec se sotmet a una última destil·lació a 300°C.

A continuació, es mostra la disposició de les etapes del mètode:

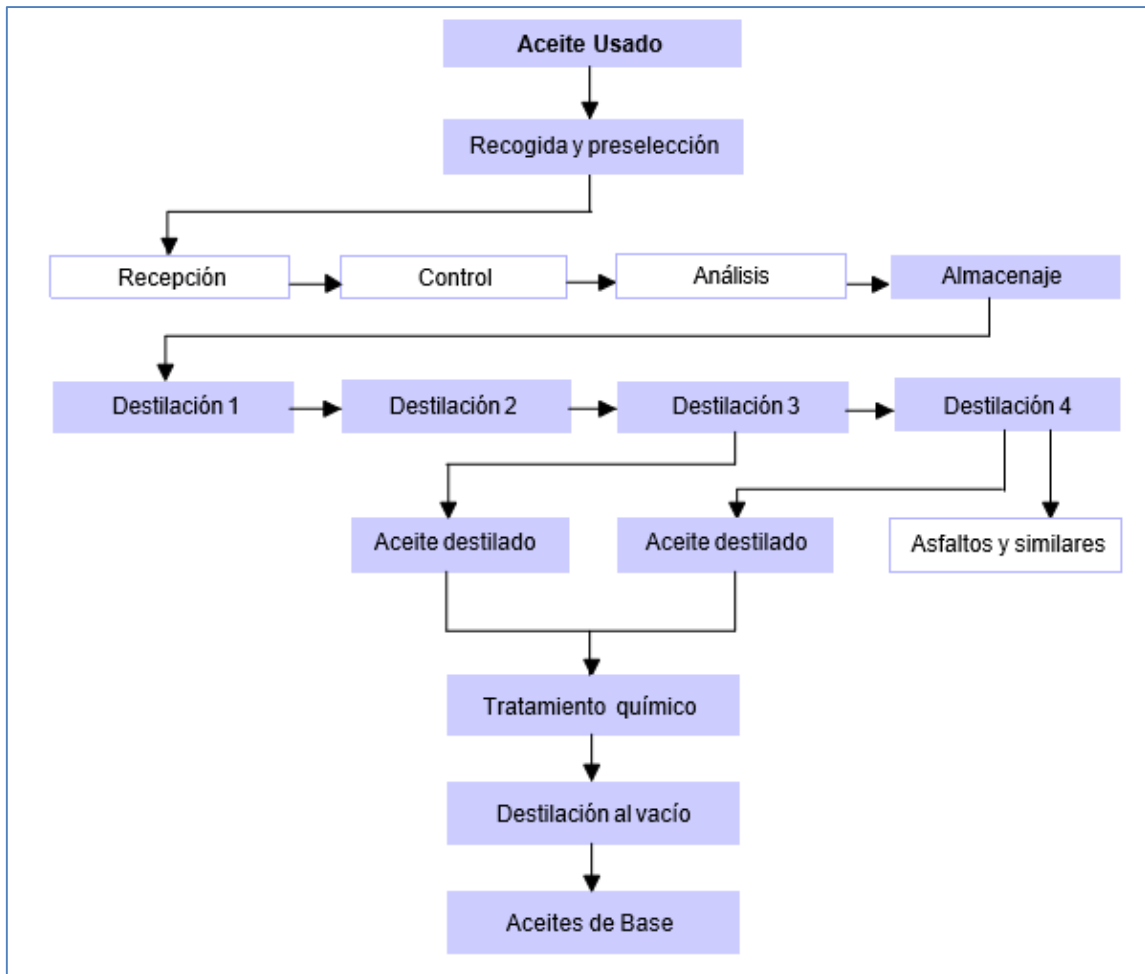


Figura 9: Esquema bàsic del procés Vaxon (CAR/LP, 2001)

### Impacte

Aquesta procés permet definir exactament el producte (per l'ordre de control; la viscositat), i obtenir una qualitat com a mínim igual, i en alguns casos superior a les dels olis de primer refinament. Tots els olis obtinguts en aquest procés són aptes tant per a la fabricació d'olis de motor com per a lubricants industrials.

## 6 SELECCIÓ DEL PROCÉS

### 6.1 Metodologia per a l'elecció del procés

Un cop coneguts i descrits els processos més significatius que s'utilitzen per a la regeneració de l'oli usat, es vol determinar el sistema més adequat. Per fer-ho, s'analitzarà la complexitat de cada mètode, a continuació s'estudiaran els avantatges i desavantatges i finalment es crearà una matriu de decisions per acabar seleccionant el millor procés per al disseny de la planta de regeneració.

A continuació, es mostra la complexitat dels diferents mètodes definint de forma ordenada les diferents etapes que necessita cada mètode de regeneració. Quantes més etapes tingui el procés, més complex serà.

Taula 12. Complexitat dels diferents processos

Etapes	Àcid-Argila	Argila	Extracció amb propà	Extracció per l'acció de dissolvents	Re-refinat	Hidrotractament	Vaxon
Destil·lació atmosfèrica	1		5	1	3		
Pretractament químic			1		1	1	
Separació/Decantació	3		4		2		
Extracció dissolvent			2	3			
Recuperació			3	4			
Tractament àcid/terres	2				5		
Destil·lació al buit			6	2	4	3	1 i 3
Tractament químic						2	2
Hidrogenació				6		4	
Tractament amb terres		1		6			
Centrifugació		3		5			
Filtració	4	2			6		
Estabilització pH	5				7		

## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

En l'anàlisi de la *Taula 12*, s'observa que el procés per l'acció de dissolvents o el procés de re-refinat, necessiten més etapes que altres processos. Aquest fet és indicatiu de la complexitat d'aquests dos processos. Tot i així, no es pot extreure més informació ja que el nombre de etapes no forçosament té una relació amb el cost econòmic de cada procés o amb l'impacte mediambiental que provoquen.

A continuació s'estudien els avantatges i desavantatges de cada procés.

Taula 13. Avantatges i desavantatges de cada procés

Procés	Avantatges	Desavantatges
<u>Àcid-Argila</u> : tractament del substrat amb àcid sulfúric i el posterior tractament amb terres absorbents.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Relativament baix cost d'inversió</li> <li>-Baix cost de manteniment</li> <li>- Permet tractar olis de qualitat molt baixa</li> <li>-Flexibilitat i facilitat de manipulació</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Generació d'un residu tòxic i perillós: <ul style="list-style-type: none"> <li>· Fangs àcids</li> <li>·Argiles contaminades (terres fuller)</li> </ul> </li> <li>- Filtres contaminats amb argila adherida.</li> <li>-Generació emissions atmosfèriques</li> <li>-Problemes de corrosió interna</li> <li>-Problemes d'abocament</li> <li>- No s'aconsegueixen olis de qualitats finals desitjades</li> </ul>
<u>Argila</u> : Barreja de l'oli usat amb argiles absorbents dins un reactor amb agitació	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Baix cost d'inversió</li> <li>-Evita l'etapa de destil·lació (menor cost econòmic)</li> <li>-Evita l'ús de dissolvents (menys emissions atmosfèriques)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Ús de centrífuga, no suficient amb filtre de premsa.</li> <li>-Argiles contaminades (terres fuller)</li> <li>-Filtres contaminats amb argila adherida.</li> <li>-Problemes d'abocament</li> <li>-No s'aconsegueixen olis de qualitats finals desitjades</li> </ul>
<u>Extracció amb propà</u> : Recuperació de l'oli base mitjançant l'extracció per propà seguit d'una decantació i posterior destil·lacions.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No necessita de refinació posterior</li> <li>- No necessita d'una fase final amb terres o hidrogenació</li> <li>-Bases regenerables d'alta qualitat, similars al primer refinat.</li> <li>- Rendiment elevat (80%)</li> <li>-Productes resultants valoritzables.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Emissions atmosfèriques en els punts on cal escalfar l'efluent</li> <li>-Aigua contaminada com a conseqüència dels decantadors</li> <li>-Augment cost econòmic per necessitat de tractar aquesta aigua</li> <li>-Procés sotmès a un pla de gestió de dissolvents (limitació de compostos orgànics volàtils)</li> <li>-Elevat cost energètic per l'extracció amb dissolvents</li> </ul>

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Procés	Avantatges	Desavantatges
<p><u>Extracció per l'acció de dissolvents:</u> Fase prèvia de deshidratació de l'oli seguit d'una destil·lació amb un posterior tractament per l'acció i dissolvents i finalment la fase d'acabat.</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reemplaça el procés àcid-argila ja que es genera un fang orgànic en comptes d'un fang tòxic ( procés àcid-argila/ argila)</li> <li>-Permet separar la màxima quantitat de fangs en l'oli perdent la mínima quantitat de base lubricant en el residu.</li> <li>-Producció d'olis lubricants de qualitat</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No s'eliminen els metalls presents en l'oli</li> <li>-Augment del cost econòmic per la fase d'hidrotractament o argiles contaminades amb la conseqüent presència de PCB's.</li> <li>-Elevat cost energètic per l'extracció amb dissolvents</li> <li>-Procés sotmès a un pla de gestió de dissolvents (limitació de compostos orgànics volàtils).</li> </ul>
<p><u>Re-refinat:</u> Consisteix en desenvolupar el mateix procés del refinat original de l'oli; pretractament, decantació, destil·lacions i posterior fase d'acabat amb àcid sulfúric, calç i argiles</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Consumeix 2/3 parts menys d'energia que en el refinat original</li> <li>-Obtenció d'oli base d'igual o superior qualitat que l'oli verge procedent del refinat original</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Aigües residuals</li> <li>-Augment cost econòmic per necessitat de tractar aquesta aigua</li> <li>-Emissions atmosfèriques en el procés d'escalfament</li> <li>-Argiles contaminades (terres fuller)</li> <li>-Filtres contaminats amb argila adherida.</li> <li>-Problemes d'abocament</li> </ul>
<p><u>Hidrotractament:</u> Es basa en un pretractament, seguit d'una destil·lació fraccionada al buit i a continuació l'oli es posa en contacte amb un gas ric amb H<sub>2</sub> a condicions de pressió i temperatura extremes</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Producte resultant és un oli de qualitat en color, claredat i viscositat</li> <li>-Obtenció de subproductes amb bona aplicabilitat</li> <li>-S'evita la generació de residus com argiles i filtres contaminats</li> <li>-No tractament amb dissolvents- no empitjora les condicions d'emissions atmosfèriques</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Inconvenients que presenta el catalitzador a causa de la presència de residus</li> <li>-No s'eliminen els metalls presents</li> <li>-Corrosió dels equips a causa d'aquests metalls</li> <li>-Emissions atmosfèriques fruit de la destil·lació</li> <li>-Elevat cost d'inversió</li> </ul>
<p><u>Vaxon:</u> Parteix d'una destil·lació fraccionada al buit desenvolupada en quatre mòduls que treballen en condicions de temperatura i buit diferents. Posteriorment es produeix un tractament químic amb hidròxid potàssic per netejar l'oli i finalment hi ha una segona destil·lació al buit per definir exactament el producte</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Olis amb una alta qualitat, seguint les normes més exigents que existeixen en l'actualitat</li> <li>-Summament respectuós amb el medi ambient. Tots els compostos que formen part de l'oli usat es separen i es reutilitzen</li> <li>-Les plantes que fan servir aquest procés poden ser de dimensions més petites ja que es poden dissenyar de manera més compacte</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Elevat cost d'inversió</li> <li>-Emissions atmosfèriques fruit de les destil·lacions</li> </ul>

Un cop analitzats els diferents processos, s'observa que cada un d'ells genera bases lubricants iguals o similars al primer refinat, indistintament dels aparells utilitzats. Ara bé, s'observa certes diferències entre els diferents mètodes. Aquestes diferències principalment provenen dels efectes i residus negatius que es produeixen al final de cada tractament de regeneració. Es veu com els processos que utilitzen àcid-argila o argiles, generen un impacte ambiental molt més nociu que d'altres que per exemple no necessiten tractament final o utilitzen la hidrogenació.

Un altre factor que influeix i que també és de gran rellevància alhora de seleccionar un procés, és el cost dels equips, ja que aquest valor s'ha de poder amortitzar durant el funcionament de la planta. Per analitzar la qualitat del producte resultant, l'impacte ambiental i el cost de cada procés, finalment es crea una matriu de decisions. Aquesta matriu permetrà seleccionar el procés més adequat tenint en compte els següents aspectes:

- Qualitat del producte final obtingut
- Impacte ambiental que provoca
- Obtenció de residus
- Factor econòmic

## 6.2 Valoració del processos

Les condicions de valorització pels aspectes característics de cada mètode de regeneració són:

5- Excel·lent

4- Molt bo

3- Bo

2- Regular

1- No recomanat

Aquest criteri s'adjudica a partir de la informació proporcionada per la *Taula 13*

En la següent taula s'observa la matriu de decisions creada a partir dels diferents mètodes de regeneració i s'indica el procés seleccionat per al disseny de la planta:

Taula 14. Matriu de decisions

Mètode	Aspectes d'anàlisi				Total
	Qualitat del producte	Factor econòmic	Impacte ambiental	Residus	
Àcid-Argila	3	3	1	1	8
Argila	3	4	2	2	11
Extracció amb propà	4,5	3	4	4	15,5
Extracció per l'acció de dissolvents	3,5	2,5	3,5	3,5	13
Re-refinat	4	3	3	3	13
Hidrotractament	4	2	4	4	14
Vaxon	5	2	5	5	<b>17</b>

Un cop analitzats els aspectes característiques de cada mètode, la matriu de decisions don com a procés més ben valorat, el procés "Vaxon".

Les característiques que el fan ser el procés més ben valorat són:

- S'obté un oli d'una alta qualitat
- Evita l'ús dels dissolvents amb la problemàtica com són l'elevat cost energètic o un pla de gestió de dissolvents
- No utilitza argiles i per tant es minimitza molt l'impacte medi ambiental
- Permet eliminar els metalls presents en l'oli usat
- No necessita d'una etapa d'hidrotractament amb l'impacte econòmic que suposa l'ús hidrogen
- És un procés que permet separar i reutilitzar tots els compostos que formen part de l'oli usat; alguns d'ells s'aprofiten a la pròpia planta i d'altres es valoritzen.



### 6.3 Síntesi i conclusions prèvies

A continuació s'escriu una síntesi de tota la informació recopilada fins ara.

Prèviament es busca informació dels olis minerals usats; què són, quina normativa vigent existeix i com es poden tractar. En el punt de tractament, es decideix decantar-se per el mètode de regeneració l'únic que permet la legislació catalana i que don més bons resultats principalment per el medi ambient. Llavors es busca informació sobre la regeneració; en què es basa la regeneració i quins mètodes existeixen per regenerar l'oli usat. Finalment, es crea una matriu de valoració on s'avaluen els diferents mètodes donant com a mètode guanyador el procés Vaxon.

### 6.4 Pautes aplicades en el disseny del procés

- El disseny que s'ha elegit per dur a terme el procés de regeneració, s'allunya significativament del disseny Vaxon ja que s'aconsegueix la separació total dels components presents en l'oli, mitjançant la destil·lació flash al buit. En canvi, el procés Vaxon, utilitza la destil·lació fraccionada al buit.
- Per el disseny del procés, no s'ha entrat en detall en el pretractament inicial que s'aplica a l'oli usat per eliminar l'aigua que conté. El treball es basa en el tractament de regeneració; un cop l'oli es troba lliure d'aigua.

## 7 DESCRIPCIÓ SIMPLIFICADA DEL PROCÉS

El procés consta d'una etapa prèvia on l'oli usat amb elevats continguts d'aigua és sotmès a un pretractament físic per a reduir la seva quantitat d'aigua. Un cop completada l'etapa de pretractament, l'oli entra a una zona formada per sis balons de separació que funcionen amb destil·lació flash. Aquesta zona treballa de forma continua, de manera que el residu d'un mòdul, és l'alimentació del següent. El fet que el buit creix a mesura que s'avança de mòdul, permet un transport dels corrents residuals sense l'ús de bombes d'impulsió. Cada baló, està connectat a una bomba de buit que li proporciona la pressió de treball necessària. Els destil·lats obtinguts són aspirats, mitjançant la seva corresponent bomba de buit, i emmagatzemats, després de ser condensats, als seus respectius tancs entremitjos. La temperatura de treball necessària, s'aconsegueix per l'acció de bescanviadors previs a l'entrada dels mòduls.

El destil·lat emmagatzemat als tancs entremitjos es transfereix en lots, definits per la viscositat, al tractament final. Aquest tractament consta d'un reactor on l'oli és sotmès a la temperatura de reacció per tal que el reactiu reaccioni amb els contaminants presents encara en l'oli. Un cop lliure de contaminants, l'oli és emmagatzemat als tancs finals de producte. El reactiu utilitzat, és una solució d'hidròxid de potassi al 50%.

## 8 ESTUDI DETALLAT DEL PROCÉS

### 8.1 Pretractament

Previ al procés, l'oli ha de superar els criteris d'admissibilitat. Si és apte, a continuació l'oli entra a l'etapa de pretractament físic per a reduir la seva quantitat d'aigua. S'utilitzen diferents mitjans per separar l'aigua de l'oli. Un cop l'aigua és separada, es condueix cap a la planta de tractaments d'aigües. Per altre banda, l'oli és emmagatzemat al tanc T-1 a 298K. Aquest tanc s'ha dimensionat de manera que un cop ple, permeti subministrar al tractament de regeneració la quantitat necessària d'oli usat durant 133 dies sense necessitat d'emplenar de nou el tanc.

### 8.2 Regeneració

#### Mòdul 1:

L'oli usat és conduït a raó de 6Tm/h des del tanc T-1 al mòdul 1. Abans, però, es bifurca per passar per els bescanviadors E-1 i E-2. Aquests bescanviadors utilitzen com a font d'energia la calor proporcionada per els corrents dels destil·lats dels mòduls 2 i 3 respectivament, assolint una temperatura de 590K; temperatura a la qual entra l'oli al mòdul 1. Per l'acció de la bomba de buit P-1B s'aconsegueix una pressió de 0,1 bars. En aquestes condicions de pressió i temperatura, es produeix la destil·lació de les fraccions més lleugeres de l'oli usat; els hidrocarburs lleugers. El corrent de destil·lat es condensa al bescanviador E-5, assolint una temperatura de 336K, i s'emmagatzema al tanc T-1. Mentre que el corrent residual és conduït al bescanviador E-3 assolint una temperatura de 611K, temperatura a la qual entra el corrent residual M-1 al mòdul 2.

#### Mòdul 2:

El funcionament del segon baló de separació és similar al primer. La temperatura, situada a 611K, proporcionada per l'acció del bescanviador E-3 i una pressió més baixa, de 0,065 bars, obtinguda per l'acció de la bomba de buit P-2B, proporcionen les condicions òptimes per evaporar la fracció d'hidrocarburs lleugers que no ha destil·lat en el primer mòdul. El corrent de destil·lat és conduït al bescanviador E-1 per escalfar el corrent d'alimentació i s'emmagatzema, un cop ha assolit la temperatura de 336K, al tanc T-2. El corrent residual és conduït al mòdul 3.

#### Mòdul 3:

En el tercer mòdul, no es necessita escalfar el corrent residual M-2, ja que el mòdul treballa a la mateixa temperatura de 611K. La pressió necessària de treball, es regula a 0,01 bars per l'acció de la bomba de buit P-3B. En aquestes condicions es produeix la destil·lació de l'oli denominat "spindle"; l'oli més lleuger del procés. El corrent de destil·lat és conduït al bescanviador E-2 per escalfar el corrent d'alimentació i

s'emmagatzema, un cop ha assolit la temperatura de 336K, al tanc T-3. El corrent residual és conduït al mòdul 4.

#### Mòdul 4:

Igual que en el mòdul anterior, la temperatura de treball és de 611K. Es manté el mòdul a una pressió de 0,0027 bars per l'acció de la bomba de buit P-4B. En aquestes condicions, destil·la l'anomenat SN100. El corrent de destil·lat és condensat al bescanviador E-6, assolint una temperatura de 336K, i s'emmagatzema al tanc T-4. Mentre que el corrent residual, és conduït al mòdul 5.

#### Mòdul 5:

En aquest mòdul, es manté la temperatura de treball de 611K. La bomba de buit P-5B proporciona una pressió de 0,00125. En aquestes condicions de pressió i temperatura, destil·la l'anomenat SN150. El corrent de destil·lat és condensat al bescanviador E-7, assolint una temperatura de 336K, i s'emmagatzema al tanc T-5. Mentre que el corrent residual M-5 és conduït al bescanviador E-4, assolint una temperatura de 622K, temperatura a la qual entre l'oli al mòdul 6.

#### Mòdul 6:

L'oli procedent del mòdul 5, s'escalfa fins a 622K per l'acció del bescanviador E-4. Per l'acció de la bomba de buit P-6B s'aconsegueix una pressió de treball més baixa, concretament 0,001. En aquestes condicions, destil·la l'anomenat SN330. El corrent de destil·lat és condensat al bescanviador E-8, assolint una temperatura de 336K, i s'emmagatzema al tanc T-6. El residu pesat del fons del sisè mòdul, conté les restes dels additius presents en l'oli usat; bàsicament sals orgàniques de metalls pesants. Aquest residu, de tipus asfàltic, que es coneix amb el nom de betum asfàltic, es transfereix al tanc final T-7F. Prèviament es refreda en el bescanviador E-10, assolint una temperatura de 323K i es porta a pressió atmosfèrica per l'acció de la bomba P-7.

### **8.3 Tractament final**

Els destil·lats ja condensats i emmagatzemats als seus respectius tancs entremitjos, són transferits en lots, definits per la viscositat, cap al tractament final per acabar d'ajustar l'estàndard de qualitat que exigeix el mercat, viscositat, color i olor.

Aquesta part del procés funciona en semi-continu. De manera que un controlador analitza de forma seqüencial el nivell de cada tanc, començant per el tanc T-1 i acabant per el tanc T-6 mitjançant els sensors de nivell LC-1 fins a LC-6 respectivament. Si el tanc objecte d'estudi té el nivell necessari requerit per el tractament final;  $1,4\text{m}^3$ , el controlador obre la vàlvula del tanc en qüestió i condueix el producte, a raó de  $8,33\text{m}^3/\text{h}$ , cap a la seva respectiva bomba (P-1 – P-6) per assolir la pressió d'1 bar. A continuació, el producte és conduït cap al bescanviador E-9 per assolir la temperatura

de 493K. Aquestes condicions de pressió i temperatura, són les condicions de treball del reactor. Si el tanc objecte d'estudi no té el nivell requerit, el controlador automàticament passa a analitzar el sensor de nivell del següent tanc. A la sortida del bescanviador E-9, el producte és introduït a un mesclador i barrejat amb una solució d'hidròxid potàssic al 50%. Aquest reactiu es troba emmagatzemat al tanc T-8 a una temperatura de 493K i s'introdueix al mesclador, a raó de 6,66m<sup>3</sup>/h, per l'acció de la bomba P-8. Un cop barrejats, són introduïts dins el reactor a raó de 15m<sup>3</sup>/h.

Durant la reacció, es generen uns vapors. Els gasos que són condensables, són condensats en el bescanviador E-12, assolint una temperatura de 323K i a continuació, són conduïts al tanc final T-1F mitjançant la bomba d'impulsió P-11. Aquests gasos, suposen un 1% de l'alimentació entrada al reactor.

Transcorregut el temps necessari de reacció, l'oli surt del reactor i és introduït dins d'un decantador. En les condicions de reacció esmentades, es neutralitzen les restes de contaminants dels destil·lats que es separen per gravetat en el decantador. En el fons es concentren les sals potàssiques formades, que juntament amb l'oli emulsionat i un excés de potassa, són conduïdes a la planta de tractament de sals. Aquestes sals contaminades, suposen un 2% de l'alimentació en el decantador. L'oli final, de menor densitat, és impulsat per la bomba P-9 i conduït al bescanviador E-11, assolint una temperatura de 323K, per finalment ser emmagatzemat al seu respectiu tanc final (T-1F – T-6F)

#### **8.4 Tractaments auxiliars**

##### Planta tractament d'aigües:

En el pretractament, l'aigua que es separa és enviada a la planta de tractament d'aigües. En aquesta planta, s'aplica un tractament que elimina les partícules en suspensió i els olis presents que conté. També es redueix la salinitat i la matèria orgànica (DQO). De manera que es pot reutilitzar com aigua de procés, concretament s'utilitza com aigua de refrigeració.

##### Planta de tractament de sals contaminades

En el tractament final, es formen unes sals degut a la barreja de la potassa sobrant amb la resta de contaminants presents en l'oli. Aquestes sals són conduïdes a la planta de tractament de sals. En aquesta planta, s'aplica un tractament que permet obtenir unes sals potàssiques amb utilitat agrícola.

## 8.5 Xarxa de bescanviadors

### Aigua:

Els bescanviadors de refredament del procés funcionen amb aigua procedent de la planta de tractament d'aigües. Es necessita un servei d'aigua per el procés de 19,62m<sup>3</sup>/h. L'aigua treballarà a 293K dins els bescanviadors. S'ha buscat valoritzar l'aigua, de tal forma que a la sortida del bescanviador, l'aigua serà un vapor saturat i per tant tindrà valor industrial.

### Oli tèrmic:

Els bescanviadors d'escalfament del procés funcionen amb oli tèrmic, concretament el "Marlotherm S". El circuit d'oli tèrmic, és un circuit tancat i en continu. De manera que l'oli és escalfat fins 643K a la caldera H-1 i és impulsat per la bomba P-10 a raó de 18,95m<sup>3</sup>/h. Estimades unes pèrdues de calor al llarg del circuit de 10°C, l'oli tèrmic treballarà a 633K dins els bescanviadors. El cremador de la caldera H-1 és el producte obtingut en el tercer mòdul; l'oli spindle.

Els productes que s'obtenen després del tractament de regeneració, són els següents.

Taula 15: Productes obtinguts en el procés de regeneració

Corrents	Viscositat 100°C [cSt]	Productes
Destil·lat M-1	0,79	Hidrocarburs lleugers
Destil·lat M-2	1,44	Hidrocarburs lleugers
Destil·lat M-3	2,48	Oli Spindle
Destil·lat M-4	3,84	Base SN100
Destil·lat M-5	5,29	Base SN150
Destil·lat M-6	7,53	Base SN330
Residu M-6	361,62	Betum asfàltic

Analitzant l'anterior taula, s'observa que les viscositats obtingudes per els diferents productes després del procés de regeneració, s'ajusten els valors que exigeix el mercat en quan a qualitat, tal i com es pot veure en la Taula 10.

## 8.6 Determinació de les condicions de treball

Les condicions de treball de cada mòdul ( pressió i temperatura) venen condicionades per els valors de viscositat adients dels destil·lats, per tal d'aconseguir uns productes de qualitat segons exigeix la normativa.

Les condicions que permeten aconseguir tal objectiu, i per tant obtenir els valors de viscositat de la *Taula 15*, són les següents:

*Taula 16: Condicions de treball dels mòduls*

Mòdul	Pressió de treball (bars)	Fracció vaporitzada (v)	Temperatura de treball( K)
Mòdul 1	0,1	0,04	590
Mòdul 2	0,065	0,18	611
Mòdul 3	0,01	0,845	611
Mòdul 4	0,0027	0,305	611
Mòdul 5	0,00125	0,12	611
Mòdul 6	0,001	0,06	622

S'ha tingut en compte, que el valor de la temperatura de treball de cada mòdul no pot ser superior a 623K ja que el fluid calent que s'utilitza per escalfar el corrent és un oli tèrmic on la seva temperatura màxima de treball són 633K i s'ha de mantenir un salt tèrmic en el bescanviador entre 5-10°C.

S'ha optat per intentar minimitzar el màxim la necessitat d'un fluid per escalfar els corrents a l'entrada de cada mòdul. D'aquesta manera es més fàcil posar el procés a règim; menys complexitat de la xarxa de bescanviadors. A més, disminueix el cost econòmic de la planta.

La justificació d'aquestes condicions es mostra en l'apartat 2 dels annexos.

## 9 BALANÇ DE MATÈRIA I ENERGIA

En el balanç de matèria, es considera tota l'entrada i sortida de matèria al procés a més, s'estudia l'origen i el destí d'aquesta matèria.

En el balanç energètic, es comptabilitza l'energia que es necessita aportar; energia que entra al sistema, i l'energia que es necessita dissipar; energia que surt del sistema, per acabar analitzant si el procés dóna energia o en necessita.

### 9.1 Balanç de matèria

#### Entrada de matèria al procés:

- Alimentació oli usat
- Solució hidròxid de potassi 50%
- Aigua

#### Sortida de matèria al procés:

- Productes
  - Hidrocarburs lleugers
  - Oli "Spindle"
  - SN100
  - SN150
  - SN330
  - Betum asfàltic
- Sals contaminades (excés de potassa + contaminants presents en l'oli)
- Vapor d'aigua

El balanç de matèria, es mostra a continuació:

Taula 17: Entrada de matèria al procés

Entrada de matèria al procés		
Matèria	Origen	Quantitat [m3/h]
Oli usat	tanc T-1	6,65
KOH50%	tanc T-8	6,66
Aigua	Planta tractament d'aigües	19,62



Taula 18: Sortida de matèria al procés

Sortida de matèria al procés			
Matèria	Destí	Quantitat [m3/h]	
Productes	Hidrocarburs lleugers	tancs T-1F i T-2F	0,82
	Oli Spindle	tanc T-3F	2,27
	SN100	tanc T-4F	0,13
	SN150	tanc T-5F	0,03
	SN330	tanc T-6F	0,02
	Betum asfàltic	tanc T-7F	0,32
Sals contaminades	Planta tractament de sals	0,3	
Vapor d'aigua	Requeriment d'aquest servei	19,62	

## 9.2 Balanç d'energia

### Corrents que necessiten d'aportació energètica:

- Corrent residual M-1
- Corrent residual M-5
- Corrent sortida (T-1 – T-6)

### Corrents que necessiten dissipar calor:

- Corrent destil·lat M-1
- Corrent destil·lat M-4
- Corrent destil·lat M-5
- Corrent destil·lat M-6
- Corrent residual M-6
- Corrent sortida reactor
- Corrent gasós reactor

El balanç energètic, es mostra a continuació:

Taula 19: Energia que entra al sistema

<b>Energia que entra al sistema</b>		
<b>Corrents</b>	<b>Bescanviadors</b>	<b>Calor aportada [kJ]</b>
Corrent residual M-1	E-3	104,16
Corrent residual M-5	E-4	4,26
Corrent sortida (T-1 - T-6)	E-9	942,94
<b>Calor total aportada [kJ]=</b>		<b>1051,36</b>

Taula 20: Energia que surt del sistema

<b>Energia que surt del sistema</b>		
<b>Corrents</b>	<b>Bescanviadors</b>	<b>Calor a dissipada [kJ]</b>
Corrent destil·lat M-1	E-5	79,33
Corrent destil·lat M-4	E-6	60,9
Corrent destil·lat M-5	E-7	17,13
Corrent destil·lat M-6	E-8	7,32
Corrent residual M-6	E-10	100,46
Corrent sortida reactor	E-11	1865,92
Corrent gasós reactor	E-12	18,66
<b>Calor total dissipada [kJ]=</b>		<b>2149,72</b>

Analitzant el balanç energètic, s'observa que el procés dissipa més calor que no n'aporta. La qual cosa significa que el procés dóna més energia que la que necessita.

Els càlculs més detallats, es troben en l'apartat 5 dels annexos.

## 10 INSTRUMENTACIÓ

L' instrumentació, es defineix a partir de les entrades i sortides del procés.

### Entrades (Inputs):

- Sensors de cabal
- Sensors de temperatura
- Sensors de pressió
- Sensors de nivell

### Sortides (Outputs):

- Electrovàlvules
- Vàlvules reguladores de pressió

Sensors de cabal: la seva nomenclatura és FIC o FC (depenent de si és indicador o no respectivament). Actuen sobre les electrovàlvules del procés. Es troben situats a la sortida del tanc T-1, a la sortida dels tancs (T-1 – T-6) i a la sortida del tanc T-8.

Sensors de temperatura: la seva nomenclatura és TIC o TC (depenent de si és indicador o no respectivament). Actuen sobre les electrovàlvules del procés. Es troben situats a l'entrada del mòdul M-1 i a la sortida del bescanviador E-9

Sensors de pressió: la seva nomenclatura és PC. Actuen sobre les vàlvules reguladores de pressió del procés. Es troben situats a l'entrada de cada mòdul del procés (M-1 – M6) i a l'entrada del bescanviador E-9.

Sensors de nivell: la seva nomenclatura és LC. Actuen sobre les electrovàlvules del procés. Es troben situats als tancs entremitjos (T-1 – T-6)

Definides les inputs i les outputs, es tria el millor controlador i es crea el programa, que és un autòmat de contactes.

A continuació, es mostra l'esquema de control:

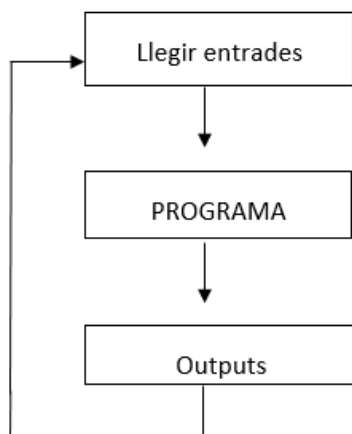


Figura 10: Esquema de control

## *PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS*

La instrumentació necessària per el control i regulació de la planta està detallada en els plànols (P&ID) de l'apartat 10 dels annexos.

Per la regulació i control de la planta, s'han seguit els criteris de Coulson Richardson's ( Chemical Engineering vol.6, 2005)

## 11 EMMAGATZEMATGE

Aquest apartat s'estructura en funció dels tancs que es necessiten per el procés de regeneració de l'oli usat.

Els tancs que es necessiten, són els següents:

- Tanc emmagatzematge oli usat (T-I)
- Tancs entremitjos (T-1, T-2, T-3, T-4, T-5, T-6)
- Tanc emmagatzematge solució d'hidròxid potàssic (T-8)
- Tancs finals de producte (T-1F, T-2F, T-3F, T-4F, T-5F, T-6F, T-7F)

### T-I

És el tanc utilitzat per emmagatzemar l'oli usat. El criteri per el dimensionament d'aquest tanc, es basa en la capacitat desitjada (número de dies pel cabal de disseny) i unes proporcions geomètriques (com altura/diàmetre) raonables. Els càlculs per el disseny d'aquest tanc, apareixen en l'apartat 4.3.1.1 dels annexos.

### T-1 – T-6

Són els tancs utilitzats per emmagatzemar l'oli abans del tractament final. El criteri per el dimensionament d'aquests tancs, ve condicionat pel reactor a l'hora de portar a terme el tractament final. Els càlculs per el disseny d'aquests tancs, apareixen en l'apartat 4.3.1.2 dels annexos.

### T-8

És el tanc utilitzat per emmagatzemar la solució d'hidròxid potàssic; reactiu que s'empra en el reactor. El criteri per el dimensionament d'aquest tanc, es basa en el fet que és un tanc que es trobarà dins la planta del procés, concretament junt al reactor i, per tant, les seves dimensions no poden ser molt grans. Els càlculs per el disseny d'aquest tanc, apareixen en l'apartat 4.3.1.1 dels annexos.

### T-1F – T-7F

Són els tancs utilitzats per emmagatzemar el producte fruit del procés de regeneració de l'oli usat. El criteri per el dimensionament d'aquests tancs, es basa en la capacitat desitjada (número de dies pel cabal de disseny) i unes proporcions geomètriques (com altura/diàmetre) raonables. Els càlculs per el disseny d'aquests tancs, apareixen en l'apartat 4.3.1.1 dels annexos.

A continuació, es mostra el volum d'aquests tancs d'emmagatzematge:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 21: Volums tancs emmagatzematge del procés

<b>Volums tancs emmagatzematge del procés</b>	
<b>Tancs</b>	<b>Volum [m3]</b>
T-I	21205,5
T-1	4
T-2	6,5
T-3	15,5
T-4	4
T-5	3,5
T-6	3,5
T-8	170
T-1F	785,5
T-2F	6283,5
T-3F	21205,5
T-4F	785,5
T-5F	170
T-6F	170
T-7F	785,5

## 12 SERVEIS

Els serveis que necessita el procés són:

- Oli tèrmic
- Electricitat
- Aigua

Dels quals, solament l'oli tèrmic i l'electricitat es consideren serveis externs perquè l'aigua s'aprofita del mateix procés de regeneració de l'oli.

### Serveis externs

Oli tèrmic:

Utilitzat en el circuit d'escalfament del procés. El circuit de transferència de calor s'ha de mantenir a pressió amb una atmosfera inert, per evitar la seva degradació i vaporització. Per les necessitats de la planta, l'oli tèrmic utilitzat, és el MARLOTHERM S.

Electricitat:

Permet el funcionament dels motors de les bombes del procés.

### Servei aprofitable

Aigua:

Utilitzada en el sistema de refrigeració. L'aigua s'extreu del propi procés de regeneració de l'oli. Per la qual cosa, no es considera un servei exterior. Aquest aprofitament es basa en el fet que l'aigua un cop separada en el pretractament és conduïda a la planta de tractament d'aigües. Allà, se li aplica un tractament que permet reutilitzar aquesta aigua, com aigua de procés. Concretament com aigua de refrigeració per refredar els corrents calents del procés.

A continuació, es mostren els serveis necessaris per als equips del procés:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 22: Serveis necessaris per els equips del procés

Equips	Oli tèrmic [m3/h]	Aigua [m3/h]	Electricitat [KW/h]
E-3	6,59		
E-4	0,55		
E-5		0,36	
E-6		0,36	
E-7		0,11	
E-8		0,04	
E-9	11,82		
E-10		0,54	
E-11		18,03	
E-12		0,18	
P-1B			3,5
P-2B			7,5
P-3B			121
P-4B			25,5
P-5B			7
P-6B			22
P-1			0,2
P-2			0,2
P-3			0,2
P-4			0,2
P-5			0,2
P-6			0,2
P-7			0,05
P-8			0,19
P-9			0,19
P-10			0,25
P-11			0,01

Els càlculs més detallats dels serveis necessaris, es mostren en l'apartat 6 dels annexos.



### 13 SELECCIÓ DE MATERIALS

- S'utilitza per els tancs, equips i canonades del procés, acer al carboni; concretament l'AISI 1080

La raó, és que el fluid a tractar no és molt corrosiu. A més, aquests equips no estan en contacte amb l'exterior i per tant no hi ha problemes amb la corrosió. Sempre que sigui possible és econòmicament més rentable l'acer al carboni que l'acer inoxidable.

- S'utilitza per el reactor i les seves zones adjacents, com el decantador, acer inoxidable; concretament l'AISI 316

La raó, és que la reacció que es produeix a l'interior del reactor, allibera uns contaminants que són corrosius i per tant provocaria l'oxidació dels equips que estiguessin en contacte amb aquests contaminants.

#### 13.1 Aïllament

Es necessita d'un aïllament tant per les canonades com per els equips del procés, degut a que es treballa a temperatures molt altes. Es considera un aïllament de 2cm per les canonades i uns 5cm per els equips. S'utilitza com aïllant, fibra ceràmica.

Les composicions i característiques dels material utilitzats s'exposen a l'apartat 7 dels annexos.

## 14 ESTUDI ECONÒMIC

Es vol analitzar la viabilitat del projecte. Per fer-ho, es partirà d'una estimació rigorosa dels costos dels equips principals que formen part del procés i a partir d'aquesta informació, mitjançant diferents criteris es calcularà la inversió inicial de planta. A continuació s'analitzaran els costos econòmics de producció i els beneficis que s'obtenen anuals per acabar calculant el VAN i el TIR.

Els equips principals són:

- Tancs emmagatzematge
- Tancs procés (balons de separació)
- Caldera
- Intercanviadors de calor
- Bombes
- Reactor
- Decantador

Per el càlcul del cost dels equips, s'utilitzen dos mètodes:

- Mètode algorítmic (Couper, Apèndix C): Es tracta en l'aplicació de senzills algorismes. S'ha d'actualitzar el cost ja que el mètode és de l'any 2002. Tenint en compte que CEPCI (2002) = 395.6 i que l'índex CEPCI (2018)=591,3

- Mètode de les Correlacions (Sinnott-Touler, 2006): Aquest mètode ve definit per la següent equació:

$$CE = a + b \cdot S_n$$

On:

CE= Cost equip

a, b i n: Constants.

S: Magnitud característica del equipo

Igual que en el mètode algorítmic, s'ha d'actualitzar el cost. En aquest cas, el mètode és de l'any 2006. Tenint en compte que CEPCI (2006)=509,7 i que l'índex CEPCI (2018)=591,3

S'ha elegit com a material de construcció dels equips, acer al carboni AISI 1080, menys el reactor i el decantador que s'utilitzarà acer inoxidable AISI 316

A continuació, es calcula el cost econòmic dels diferents equips principals:

Càlcul cost econòmic tancs emmagatzematge:

Per al càlcul del cost de tancs d'emmagatzematge de les matèries primeres i també dels productes s'utilitzarà el mètode algorítmic. Es faran els càlculs tenint en compte el volum dels equips, mitjançant les següents equacions:

Si  $1300 < V < 21000$  gal

$$C(\$) = 1.218 \cdot F_m \cdot e^{[2.631 + 1.3673 \cdot \ln(V) - 0.06309 \cdot (\ln V)^2]}$$

- Si  $2100 < V < 11000000$  gal

$$C(\$) = 1.218 \cdot F_m \cdot e^{[11.662 - 0.6104 \cdot \ln(V) + 0.04536 \cdot (\ln V)^2]}$$

On:

V=volum de l'equip (gal)

F<sub>m</sub>= Factor de cost segons el material de construcció

El cost d'instal·lació dels tancs d'emmagatzematge s'estima de 1,5

El factor de cost per acer al carboni=1

A continuació s'exposa el cost econòmic dels tancs d'emmagatzematge:

Taula 23: Costos tancs d'emmagatzematge

Càlcul cost econòmic tancs emmagatzematge								
Tancs	Volum del tanc final [m3]	Volum del tanc final [gal]	Factor de cost segons material [Fm]	Cost dels tancs [\$]	factor de cost instal·lació	Cost dels tancs total 2002 [\$]	Cost dels tancs total 20018 [\$]	Cost dels tancs total 20018 [€]
T-I	21206	5602035,18	1	613273,62	1,5	919910,43	1374982,39	1.207.983,50 €
T-1	4	1056,69	1	18182,20	1,5	27273,30	40765,17	35.814,03 €
T-2	6,5	1717,12	1	18568,45	1,5	27852,67	41631,16	36.574,83 €
T-3	15,5	4094,67	1	20337,89	1,5	30506,84	45598,32	40.060,16 €
T-4	4	1056,69	1	18182,20	1,5	27273,30	40765,17	35.814,03 €
T-5	3,5	924,60	1	18145,29	1,5	27217,94	40682,42	35.741,33 €
T-6	3,5	924,60	1	18145,29	1,5	27217,94	40682,42	35.741,33 €
T-8	170	44909,27	1	37259,83	1,5	55889,75	83537,94	73.391,81 €
T-1F	786	207639,33	1	72071,94	1,5	108107,91	161587,98	141.962,27 €
T-2F	6284	1660057,96	1	248088,39	1,5	372132,58	556223,45	488.667,16 €
T-3F	21206	5602035,18	1	613273,62	1,5	919910,43	1374982,39	1.207.983,50 €
T-4F	786	207639,33	1	72071,94	1,5	108107,91	161587,98	141.962,27 €
T-5F	170	44909,27	1	37259,83	1,5	55889,75	83537,94	73.391,81 €
T-6F	170	44909,27	1	37259,83	1,5	55889,75	83537,94	73.391,81 €
T-7F	786	207639,33	1	72071,94	1,5	108107,91	161587,98	141.962,27 €
							<b>TOTAL[€]=</b>	<b>3.770.442,12 €</b>

Càlcul cost econòmic tancs procés (balons de separació):

Per al càlcul del cost dels tancs de procés, s'utilitzarà el mètode algorítmic. Es faran els càlculs tenint en compte el diàmetre i l'altura del baló mitjançant les següents equacions:

$$C(\$) = 1.218 \cdot [f1 \cdot Cb + Cp1]$$

$$Cb = 1.218 \cdot e^{[7.123+0.1478 \cdot \ln(W)+0.02488(\ln W)^2]}$$

$$Cp1 = 249.6 \cdot D^{0.6332} \cdot L^{0.6016}$$

On:

W= Pes de l'equip (lb).

D= Diàmetre de la columna (ft).

L= Longitud de la columna (ft)

f1= Factor del cost en funció del material

El cost d'instal·lació dels tancs de procés s'estima de 2,1

El factor de cost per acer al carboni=1

Per el càlcul de pes de l'equip s'utilitza la següent fórmula:

$$W=7,85 \cdot \pi \cdot D \cdot e(L+D)$$

On:

W= Pes [Kg]

e=espessor [mm]

D=diàmetre [m]

L=longitud [m]

A continuació s'exposa el cost econòmic dels tancs de procés:

Taula 24: Costos balons de separació

Càlcul cost econòmic balons de separació											
Balons separació	Diàmetre columna [ft]	Longitud columna [ft]	Pes [lb]	Equació Cb	Equació Cp1	Factor de cost segons material [Fm]	Cost dels balons [\$]	factor de cost instal·lació	Cost dels balons total 2002 [\$]	Cost dels balons total 2018 [\$]	Cost dels balons total 2018 [€]
	$\phi$	L	W								
M-1	3,28	12,47	1304,10	15687,82	2416,47	1,00	22051,02	2,10	46307,15	69214,90	60808,39
M-2	3,28	12,24	1286,02	15577,69	2389,59	1,00	21884,15	2,10	45956,71	68691,11	60348,21
M-3	4,92	6,69	2022,76	19672,74	2148,61	1,00	26578,41	2,10	55814,65	83425,69	73293,20
M-4	2,46	5,38	488,07	9785,02	1214,85	1,00	13397,84	2,10	28135,47	42053,85	36946,19
M-5	1,64	6,33	330,26	8220,25	1036,48	1,00	11274,70	2,10	23676,88	35389,63	31091,38
M-6	1,10	6,00	316,77	8072,38	780,44	1,00	10782,73	2,10	22643,74	33845,40	29734,70
										<b>TOTAL</b>	<b>292.222,06 €</b>

Càlcul cost econòmic bescanviadors:

Per al càlcul del cost dels bescanviadors, s'utilitzarà el mètode algorítmic. Es faran els càlculs tenint en compte el tipus d'intercanviador i l'àrea d'intercanvi mitjançant les següents equacions:

$$C(\$) = 1.218 \cdot fd \cdot fm \cdot fp \cdot Cb$$

$$Cb = e[8.821 - 0.30863(\ln A) + 0.0681 \cdot (\ln A)^2]$$

On:

C : Cost de l'intercanviador de calor (\$)

A: Àrea d'intercanvi (ft<sup>2</sup>).

fm=factor de cost material de construcció

El cost d'instal·lació dels bescanviadors s'estima de 2,1

fd, fp: Son constants tabulades

El factor de cost per acer al carboni=1

A continuació s'exposa el cost econòmic dels bescanviadors del procés:

Taula 25: Costos bescanviadors

Càlcul cost econòmic bescanviadors												
Intercanviadors	Tipus intercanviador TEMA	Àrea exterior	Àrea exterior	Pressió [bar]	Equació Cb	factor [fd]	factor [fp]	factor [fm]	factor de cost instal·lació	Cost dels intercanviadors 2002 [\$]	Cost dels balons total 2018 [\$]	Cost dels balons total 2018 [€]
		[m2]	[ft2]									
E-1	AES	24,96	81,89	<10	6522,47	1,00	1,00	1,00	2,10	16683,17	24936,19	21907,56
E-1	AES	179,76	589,76	<10	15119,71	1,00	1,00	1,00	2,10	38673,20	57804,50	50783,84
E-2	AES	164,82	540,75	<10	14409,63	1,00	1,00	1,00	2,10	36856,94	55089,76	48398,82
E-2	AES	97,15	318,73	<10	10990,21	1,00	1,00	1,00	2,10	28110,75	42016,90	36913,73
E-3	AES	39,24	128,74	<10	7546,01	1,00	1,00	1,00	2,10	19301,19	28849,33	25345,43
E-4	AES	18,00	59,06	<10	5973,16	1,00	1,00	1,00	2,10	15278,16	22836,13	20062,56
E-5	AES	3,32	10,89	<10	4780,67	1,00	1,00	1,00	2,10	12228,00	18277,08	16057,24
E-6	AES	1,86	6,10	<10	4844,33	1,00	1,00	1,00	2,10	12390,83	18520,47	16271,06
E-7	AES	0,52	1,71	<10	5858,04	1,00	1,00	1,00	2,10	14983,69	22395,99	19675,88
E-8	AES	0,25	0,82	<10	7221,69	1,00	1,00	1,00	2,10	18471,63	27609,39	24256,09
E-9	AES	37,52	123,10	<10	7428,57	1,00	1,00	1,00	2,10	19000,80	28400,34	24950,97
E-10	AES	7,36	24,15	<10	5058,02	1,00	1,00	1,00	2,10	12937,40	19337,42	16988,79
E-11	AES	89,94	295,08	<10	10598,02	1,00	1,00	1,00	2,10	27107,61	40517,51	35596,45
E-12	AES	0,92	3,02	<10	5235,20	1,00	1,00	1,00	2,10	13390,59	20014,81	17583,90
											<b>TOTAL [€]</b>	<b>374.792,30 €</b>



Càlcul cost econòmic bombes:

Per al càlcul del cost de les bombes, s'utilitzarà el mètode de correlacions de Sinnott-Touler. S'utilitzarà la següent equació:

$$CE = a + b \cdot S^n$$

On:

CE= Cost equip

a, b i n: Constants

a=6900

b=206

n=0,9

S: Magnitud característica del equip, en aquest cas el cabal [L/s]

A continuació s'exposa el cost econòmic de les bombes del procés:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 26: Costos bombes

Càlcul cost econòmic bombes																
Bombes	Cabal aspiració [m3/h]	Cabal aspiració [L/s]	Tipus de procés	Temperatura [°C]	Pressió de aspiració [bar]	Constants tabulades			factor [fd]	factor [fp]	factor [fm]	factor [ft]	Cost de les bombes 2006 [\$]	Cost de les bombes + factors 2006 [\$]	Cost de les bombes total 2018 [\$]	Cost de les bombes total 2018 [€]
						a	b	n								
P-1	8,33	2,31	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1	7338,30	5136,81	5959,19	5235,41
P-2	8,33	2,31	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1	7338,30	5136,81	5959,19	5235,41
P-3	8,33	2,31	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1	7338,30	5136,81	5959,19	5235,41
P-4	8,33	2,31	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1	7338,30	5136,81	5959,19	5235,41
P-5	8,33	2,31	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1	7338,30	5136,81	5959,19	5235,41
P-6	8,33	2,314	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1	7338,30	5136,81	5959,19	5235,41
P-7	0,32	0,09	Procés horitzontal	<150	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1,00	6923,33	4846,33	5622,20	4939,35
P-8	6,66	1,85	Vertical en línia	150-250	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1,15	7258,36	2921,49	3389,20	2977,57
P-9	15	4,17	Procés horitzontal	150-250	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1,15	7644,18	6153,56	7138,71	6271,68
P-10	22,95	6,375	Procés horitzontal	>250	<20	6900	206	0,9	1	0,7	1	1,3	7991,19	7271,98	8436,18	7411,56
P-11	0,18	0,05	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	6913,90	2419,86	2807,27	2466,31
P-1B	46,89	13,026	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	8975,89	3141,56	3644,51	3201,86
P-2B	312,27	86,742	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	18335,96	6417,59	7445,00	6540,77
P-3B	7769,07	2158,076	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	213213,29	74624,65	86571,62	76057,04
P-4B	1555,37	432,047	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	55411,56	19394,05	22498,92	19766,31
P-5B	951,89	264,413	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	38083,26	13329,14	15463,06	13584,99
P-6B	521,44	144,844	Vertical en línia	<150	<20	6900	206	0,9	0,5	0,7	1	1	25041,67	8764,58	10167,74	8932,82
<b>TOTAL [€]=</b>															<b>183.562,73 €</b>	

Càlcul cost econòmic caldera:

Per al càlcul del cost de la caldera, s'utilitzarà el mètode de correlacions de Sinnott-Touler. S'utilitzarà la següent equació:

$$CE = a + b \cdot S^n$$

On:

CE= Cost equip

a, b i n: Constants

a=106000

b=8,7

n=1

S: Magnitud característica del equip, en aquest cas el cabal [L/s]

A continuació s'exposa el cost econòmic de la caldera:

Taula 27: Cost caldera

Càlcul cost econòmic caldera										
Cabal (Kg/s)	Cabal (Kg/h)	Densitat oli tèrmic a 370°C [Kg/m3]	cabal [m3/h]	cabal [L/s]	Constants tabulades			Cost de la caldera 2006 [\$]	Cost de la caldera 2018[\$]	Cost del la caldera 2018 [€]
					a	b	n			
4,17	15012	790	18,95	5,27	106000	8,7	1	106055,61	123034,50	108091,31
									<b>TOTAL=</b>	<b>108.091,31 €</b>

Càlcul cost econòmic reactor:

Per al càlcul del cost del reactor, s'utilitzarà el mètode algorítmic. S'utilitzen les següents equacions:

$$C (\$) = FM \cdot C_b + C_a$$

$$C_b = 1.218 \cdot e^{[9.100 - 0.2889 \cdot \ln(W) + 0.04576 \cdot (\ln W)^2]}$$

$$C_a = 300 \cdot D^{0.7396} \cdot L^{0.7066}$$

On:

W: Pes de l'equip (lb) (Equació utilitzada en els balons de separació)

Fm: Factor de cost segons el material de construcció

El cost d'instal·lació del reactor s'estima de 1,6

D: Diàmetre del equipo (ft)

L: Altura del equipo (ft).

El factor de cost segons el material per acer al carboni=2,7

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

A continuació s'exposa el cost econòmic del reactor:

Taula 28: Cost reactor

Càlcul cost econòmic reactor										
Diàmetre reactor [ft]	Altura reactor [ft]	Pes [lb]	Equació Cb	Equació Ca	Factor de cost segons material [Fm]	Cost del reactor[\$]	factor de cost instal·lació	Cost del reactor total 2002 [\$]	Cost dels balons total 2018 [\$]	Cost dels balons total 2018 [€]
$\phi$	L	W								
5,71	6,85	724,26	11838,43	4238,09	2,70	36201,85	1,60	57922,96	86576,97	76.061,74 €
									<b>TOTAL [€]=</b>	<b>76.061,74 €</b>

Càlcul cost econòmic decantador:

Per al càlcul del cost del decantador, s'utilitzarà el mètode algorítmic. Es faran els càlculs tenint en compte el volum dels equips, mitjançant les següents equacions:

Si  $1300 < V < 21000$  gal

$$C(\$) = 1.218 \cdot FM \cdot e[2.631+1.3673 \cdot \ln(V)-0.06309 \cdot (\ln V)^2]$$

Si  $2100 < V < 11000000$  gal

$$C(\$) = 1.218 \cdot FM \cdot e[11.662-0.6104 \cdot \ln(V)+0.04536 \cdot (\ln V)^2]$$

On:

V=volum de l'equip (gal)

FM= Factor de cost segons el material de construcció

El cost d'instal·lació del decantador s'estima de 1,8

El factor de cost segons el material per acer al carboni=2,7

A continuació s'exposa el cost econòmic del decantador:

Càlcul cost econòmic decantador							
Volum [m3]	Volum [gal]	Factor cost material	Cost del decantador [\$]	Factor cost instal·lació	Cost decantador total 2002 [\$]	Cost decantador total 2018 [\$]	Cost decantador total 2018 [€]
20	5283,44	2,7	54516,08	1,8	98128,95	146672,5188	128.858,37 €
						<b>TOTAL [€]=</b>	<b>128.858,37 €</b>

Finalment, s'estima el cost de la planta. Una primera aproximació seria utilitzar el mètode de Lang. Aquest mètode és el següent:

$$C = F \cdot \sum E$$

## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

On:

C= cost de la planta

F= Factor de Lang

$\sum E$ = sumatori costos equips principals

Com que la planta treballa amb fluids, el factor de Lang=4,74

El cost total dels equips principals és:

Taula 29: Cost total equips principals

Equips principals	
Equips	Preu
Tancs	3.770.442,12 €
Balons separació	292.222,06 €
Intercanviadors	374.792,30 €
Bombes	183.562,73 €
Reactor	76.061,74 €
Caldera	108.091,17 €
Decantador	128.858,37 €
TOTAL=	<b>4.934.030,48 €</b>

Seguint l'equació de Lang, l'estimació del preu total de la planta és de **23.387.304,48€**

Tot i així, es decideix fer un estudi econòmic més rigorós. Per fer-ho, s'utilitza el mètode Happel.

Utilitzant aquest mètode, el capital immobilitzat de la planta és:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 30: Mètode Happel

Mètode HAPPEL		
Concepte	Material	Mà d'obra
Recipients	4083453,39	408345,34
Torres	292222,06	29222,21
Intercanviadors	374792,30	37479,23
Bombes	183562,73	18356,27
Inversió inicial	4934030,48	
Aïllament	370052,29	555078,43
Canonades	2220313,72	2220313,72
Cimentacions	172691,07	259036,60
Edificacions	197361,22	138152,85
Estructures	197361,22	39472,24
Material contra incendis	49340,30	394722,44
Electricitat	246701,52	370052,29
Pintura i neteja	24670,15	123350,76
Suma	13346552,45	4593582,38
Suma de material i mà d'obra	17940134,83	
Costos generals	5382040,45	
Total cost construcció	23322175,28	
Honoraris enginyeria	2332217,53	
Pagaments per contingències	2332217,53	
Inversió total	27.986.610,33 €	

Conegut el capital immobilitzat de la planta (TIC) a continuació s'analitzaran els costos de producció.

Prèviament s'estima la mà d'obra directe (MOD).

A continuació es mostra l'estructura de l'empresa on queden definits la quantitat de treballadors i el seu sou. S'ha agafat com a base de càlcul, 300 dies laborables a 8h diàries. El resultat és el següent:

Taula 31: Mà d'obra directe (MOD)

Mà d'obra directe			
Càrrec empresarial	Nº treballadors	Sou (€/h)	Cost total (€)
Directius	1	40	96000
Tècnics especialistes	2	18	86400
Operaris	3	11	79200
Personal d'oficina			
Administració	1	13	31200
Recursos humans	1		31200
Qualitat	1		31200
Comptabilitat	1		31200
Informàtica	1		31200
Tècnics de laboratori	2	9	43200
Tècnics de manteniment	1	12	28800
Persona de neteja	1	10	24000
Personal de seguretat	1	8	19200
<b>TOTAL [€]</b>			<b>532.800,00 €</b>

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Coneguda la mà d'obra directe, a continuació es calcula el cost econòmic que suposa l'ús dels serveis necessaris per el procés de regeneració. Aquests serveis són els KW d'energia i els Kg d'oli tèrmic ja que l'aigua s'extreu del pretractament inicial de l'oli usat i per tant no suposa un cost extra. Per altre banda, el cremador utilitzat a la caldera, és l'oli Spindle produït al procés i per tant, tampoc suposa un cost extra.

A continuació es mostra el cost econòmic que suposa l'ús d'aquests dos serveis:

Taula 32: Cost econòmic dels serveis necessaris del procés

Serveis	Valor anual	Preu (€/any)	Cost (€/any)
Oli tèrmic (Kg)	400,00	3	1200
Electricitat (KW)	1356133	0,14	189858,62
		<b>TOTAL [€]</b>	<b>191.058,62 €</b>

Conegut el preu dels serveis i de mà d'obra, solament falta conèixer el preu de la matèria prima. Aquest preu ve condicionat per el fet que el procés de regeneració de l'oli està subvencionat per l'estat. Així que el preu oscil·la entre 100-200€/Tm. S'agafa un preu de 150€/Tm. Es recorda que s'ha definit la planta per 300dies laborables de treball l'any a 24h diàries de funcionament.

A continuació es calcula el cost de la matèria prima a l'any:

Taula 33: Cost econòmic de l'oli usat

Matèria prima			
Cabal (Kg/h)	Kg necessaris a l'any	Tm a l'any de matèria prima	Cost (€/any)
6000	43200000,00	43200,00	6.480.000,00 €

Conegut ja el preu de la mà d'obra directe, els serveis necessaris i la matèria prima, es calculen els costos totals de producció:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 34: Costos totals de producció

Costos totals de producció	
Costos fixes	Valors
Manteniment	1.399.330,52 €
Mà d'obra directe (MOD)	532.800,00 €
Costos de laboratori	106.560,00 €
Supervisió	106.560,00 €
Direcció de planta	266.400,00 €
Càrregues de capital	4.197.991,55 €
Seguros	279.866,10 €
Impostos locals	559.732,21 €
Cost fixes totals	7.449.240,38 €
Costos variables	
Matèries primes	6.480.000,00 €
Serveis	191.058,62 €
Matèries auxiliars	69.966,53 €
Cost variables total	6.741.025,15 €
COST DE PRODUCCIÓ DIRECTE	14.190.265,52 €
COST DE VENTES + INVESTIGACIÓ	4.257.079,66 €
<b>COST TOTALS DE PRODUCCIÓ</b>	<b>18.447.345,18 €</b>

Coneguts els costos econòmics de producció, a continuació s'estudia els beneficis que s'obtenen de la venda dels productes.

Les bases lubricants no tenen un preu fixe. El preu oscil·la com el de les gasolines, en funció del preu del petroli. La referencia són els ISIS per a bases lubricants. Els productes, al ser regenerats es paguen menys que els del primer refí, de l'ordre d'entre un 20-30% menys. Una estimació del preu actual seria 500-600 €/Tm. S'agafa un preu de 550 €/Tm per els productes produïts.

Es recorda que s'ha definit la planta per 300dies laborables de treball l'any a 24h diàries de funcionament. Així doncs, els beneficis són els següents:

Taula 35: Ventes anuals

Ventes dels productes					
Productes	Quantitat (Kg/s)	Quantitat (Kg/h)	Kg anuals	Tm anuals	Beneficis anuals [€]
Hidrocarburs lleugers	0,355	1278	9201600,00	9201,60	5.060.880,00 €
Oli Spindle	1,109	3992,4	28745280,00	28745,28	15.809.904,00 €
SN100	0,062	223,2	1607040,00	1607,04	883.872,00 €
SN150	0,017	61,2	440640,00	440,64	242.352,00 €
SN330	0,007	25,2	181440,00	181,44	99.792,00 €
Betum asfàltic	0,117	421,2	3032640,00	3032,64	1.667.952,00 €
				<b>TOTAL [€]</b>	<b>23.764.752,00 €</b>



## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Per conèixer la viabilitat econòmica de la planta, a continuació es calcula el VAN i el TIR.

S'estima un interès del préstem d'un 5% i una vida útil de la planta de 15 anys. Per tant, l'objectiu es poder amortitzar la inversió inicial abans del quinzè any.

Els valors del VAN i el TIR es mostren a continuació:

Taula 36: Valors del VAN i el TIR

<b>CÀLCUL VAN i TIR</b>	
Vida útil de la planta=15anys	
Taxa interès =	5%
Desemborsament inicial	27.986.610,33 €
Anys	Beneficis anuals
Any1	5.317.406,82 €
Any2	5.317.406,82 €
Any3	5.317.406,82 €
Any4	5.317.406,82 €
Any5	5.317.406,82 €
Any6	5.317.406,82 €
Any7	5.317.406,82 €
Any8	5.317.406,82 €
Any9	5.317.406,82 €
Any10	5.317.406,82 €
Any11	5.317.406,82 €
Any12	5.317.406,82 €
Any13	5.317.406,82 €
Any14	5.317.406,82 €
Any15	5.317.406,82 €
<b>VAN</b>	<b>27.206.254,12 €</b>
<b>TIR</b>	<b>17%</b>

S'observa com el valor actual net (VAN)>0. El que significa que el valor actualitzat dels cobraments i pagaments futurs de la inversió, a la taxa d'interès elegida, no només amortitzarà la inversió inicial sinó que a més generarà beneficis. Per tant el projecte és rentable.

La taxa interna de retorn (TIR) és la taxa de descompte que es té del projecte quan el VAN=0. Quan més baixa és la taxa, molt més rentable és el projecte. Per tant, un valor 17% indica que el projecte és significativament rentable.

La planta, el final de la seva vida útil, haurà generat aproximadament 27.000.000€ de benefici net.

Les figures utilitzades per l'estudi econòmic, es mostren a l'apartat 8 dels annexos.

15 PLANIFICACIÓ

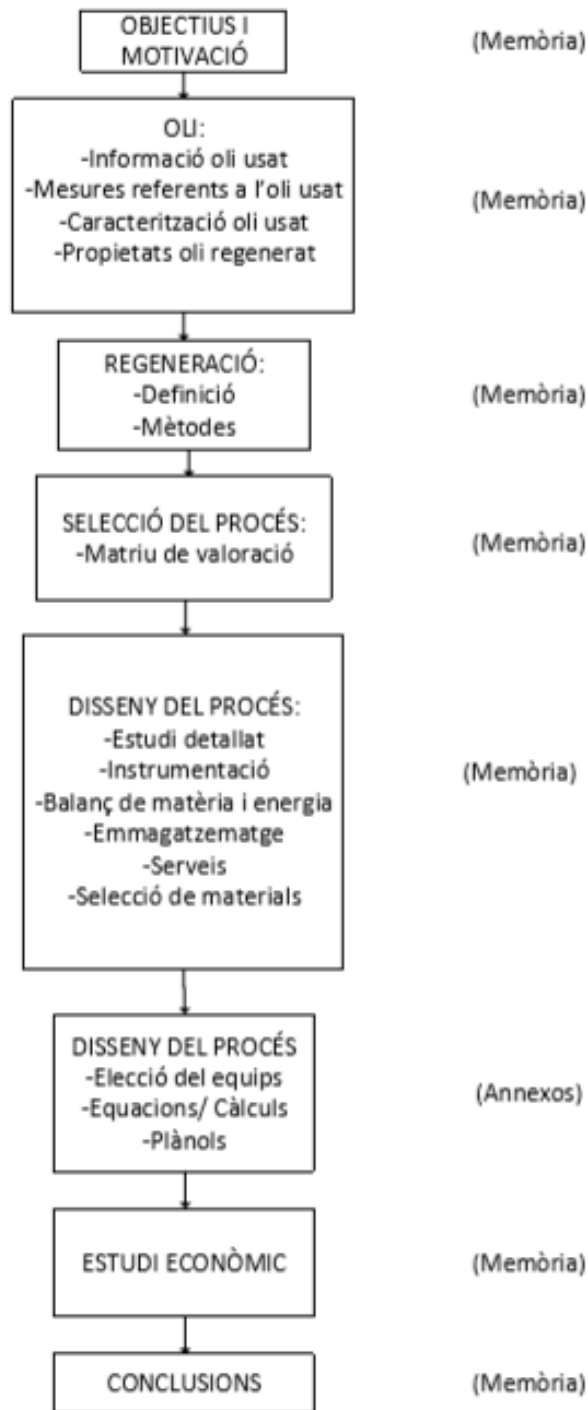


Figura 11: Planificació del projecte

## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

### Diagrama de Gantt

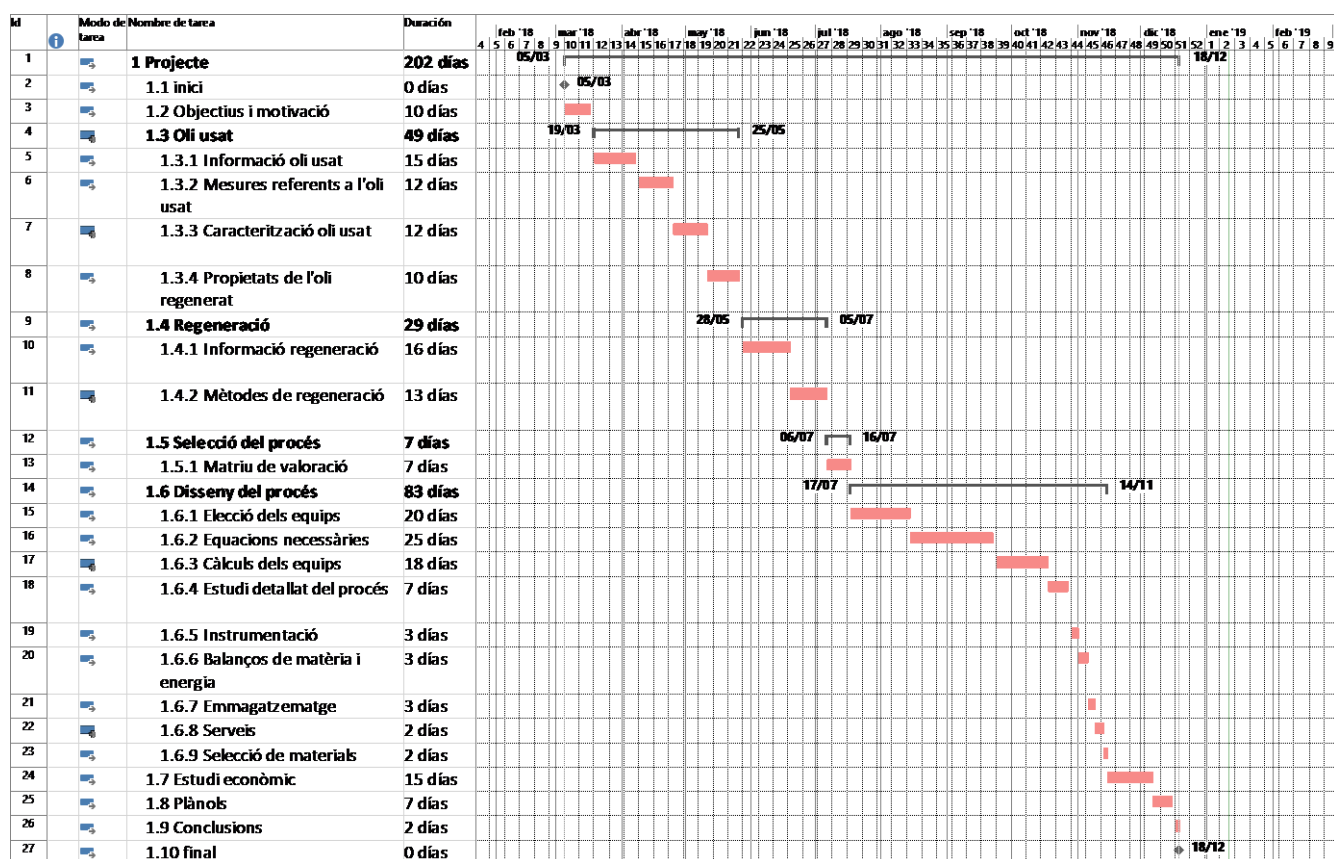


Figura 12: Diagrama de Gantt

Taula 37: Cost de la dedicació laboral del projecte

Nombre de tarea	Duración	Costo
Objectius i motivació	10 días	640,00 €
Oli usat	49 días	6.272,00 €
Regeneració	29 días	3.712,00 €
Selecció del procés	7 días	896,00 €
Disseny del procés	83 días	10.624,00 €
Estudi econòmic	15 días	960,00 €
Plànols	7 días	448,00 €
Conclusions	2 días	128,00 €
<b>TOTAL PROJECTE</b>	<b>202 días</b>	<b>23.680,00 €</b>

Aquest cost, s'ha de sumar al desemborsament inicial. Tot i així, és un cost insignificant respecte a la inversió inicial de la planta i per tant efecte molt poc en el càlcul del VAN i el TIR.

## 16 CONCLUSIONS

Les conclusions es basen en la viabilitat del projecte. Des d'un punt de vista tècnic, el projecte és viable. El disseny que s'ha elegit per el procés de regeneració, satisfà els objectius a assolir; s'obtenen productes d'alta qualitat segons exigeix el mercat, s'ha optimitzat a la mesura del possible el cost energètic, a la vegada que es té en especial consideració la minimització de la producció de residus i emissions.

Des d'un punt de vista econòmic, el projecte és viable. El valor actual net (VAN) és de més de 27milions d'euros. El que significa que no només s'amortitza la inversió inicial sinó que a més es generen grans beneficis. Per altre banda, la taxa de retorn intern (TIR) és d'un 17%. Un valor baix que indica que el projecte és rentable.

En definitiva, s'ha dissenyat un procés que permet aportar una solució viable a la problemàtica de la gestió dels olis usats que passen de ser un residu perillós a convertir-se en un material valoritzable. S'elimina un residu per a convertir-lo en un producte comercial aconseguint un estalvi important de recursos no renovables, per tant la sostenibilitat es doble, valoritzar un residu i estalvi de matèria primera, que alhora es viable econòmicament.

## 17 BIBLIOGRAFIA

- Cabra Dueñas, Lucas Martínez, Ruiz Fernández, Ramos Marcos (2010). *Metodologías del diseño y gestión de proyectos para ingenieros químicos*, Universidad de Castilla-La Mancha
- Manobel Ponce, B. (2015). *Planta de reciclaje de aceites industriales usados*. Retrieved from <https://ingemecanica.com/ingenieria/proyectos/doc1pro118.pdf>
- Massa, J., & Giudici, A. (2015). Capítulo 16. Recipientes de presión. *Compendio de Cálculo Estructural II - FCEFyN-UNC*, 371–397. Retrieved from [http://www.cat.calc\\_est\\_2\\_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16\\_RECIPIENTES\\_Parte-1.pdf](http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16_RECIPIENTES_Parte-1.pdf)
- Mensah-Brown, H. (2015). Re-refining and recycling of used lubricating oil: An option for foreign exchange and natural resource conservation in Ghana. *ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences*, 10(2), 797–801. <https://doi.org/10.1002/gsj.1182>
- Moya Díaz, L. (2010). Desde el aceite lubricante usado hasta su puesta en el mercado tras su regeneración, 48. Retrieved from [http://api.eoi.es/api\\_v1\\_dev.php/fedora/asset/eoi:67314/componente67312.pdf](http://api.eoi.es/api_v1_dev.php/fedora/asset/eoi:67314/componente67312.pdf)
- Naji, H. S. (2010). Characterizing Pure and Undefined Petroleum Components. *International Journal of Engineering & Techology*, 10(02), 28–48.
- Ontiveros, J. F. (2015). Intercambiadores De Tubo Y Carcaza., 37. Retrieved from <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>
- Ott, L. S., Smith, B. L., & Bruno, T. J. (2010). Composition-explicit distillation curves of waste lubricant oils and resourced crude oil: A diagnostic for re-refining and evaluation. *American Journal of Environmental Sciences*, 6(6), 523–534. <https://doi.org/10.3844/ajessp.2010.523.534>
- Palaguachi, M. V. C., & Heredia, J. R. R. (2017). *Propuesta de implementación de una planta de regeneración de aceites lubricantes usados en la ciudad de Cuenca empleando el proceso de extracción con propano*
- Paz, A. F. (2004). Estudio Experimental Para La Regeneracion De Aceites Automotrices Usados Mediante La Extraccion De Supercritica. *Zhurnal Eksperimental'noi i Teoreticheskoi Fiziki*, 1–179. Retrieved from <http://scholar.google.com/scholar?hl=en&btnG=Search&q=intitle:No+Title#0>
- Quintana Hernández, P. A., Martínez González, G. M., Rizardez Sandoval, L. A., Ramírez Muñoz, J., & Castro Montoya, A. J. (2000). *Diseño mecánico de recipientes a presión y torres altas*.
- .Rennola, L. (2007). Diseño de Planta I: Eyectores, 42.
- R. K. Sinnott; Chemical Engineering, Volume 6, Fourth edition Chemical Engineering Design. Elsevier (2005).

Tarifa, E. E., Erdmann, E., Humana, D., Franco Domínguez, S., & Mercado Fuentes, L. (2008). Flash distillation curve for petroleum fractions by using commercial simulators. *Ingeniería e Investigación*, 28(1), 50–56. Retrieved from [http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0120-56092008000100006&lng=en&nrm=iso&tlng=es](http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0120-56092008000100006&lng=en&nrm=iso&tlng=es)

Wauquier, J. P. (2004) *El refino del petróleo*, Díaz de Santos

**ANNEXOS**

## 1 EQUACIONS UTILITZADES EN EL PROCÉS

### 1.1 Equacions per caracteritzar la matèria primera:

Paràmetres crítics de la mescla d'oli (Correlacions de Kesler-Lee)

#### Temperatura crítica

$$T_c = 1,8[189,8 + 450,6SG + (0,4244 + 0,1174SG)k + \frac{(0,1441 - 1,0069SG)10^5}{k}]$$

$$SG = \frac{\rho_{component a 25^\circ C}}{\rho_{aigua a 25^\circ C}}$$

$$k = \frac{T_b}{1,8}$$

$\rho_{component a 25^\circ C}$  = densitat obtinguda de la caracterització típica de l'oli usat  
 $\rho_{aigua a 25^\circ C} = 1000 \text{ Kg/m}^3$

On:

SG = Densitat relativa estàndard de les fraccions petrolíferes.

Tc i Tb [°R]

#### Pressió crítica

$$P_c = 14,5038 \exp\left[5,689 - \frac{0,0566}{SG} - \left(0,43639 + \frac{4,1216}{SG} + \frac{0,21343}{SG^2}\right) \frac{k}{10^3} + \left(0,47579 + \frac{1,182}{SG} + \frac{0,15302}{SG^2}\right) \frac{k^2}{10^6} - \left(2,4505 + \frac{9,9099}{SG^2}\right) \frac{k^3}{10^{10}}\right]$$

On:

Pc = Pressió crítica [psia]

#### Factor excèntric

$$w = 7,904 + 0,135Kw - 0,007465Kw^2 + 8,359Tbr + \frac{(1,408 - 0,01063Kw)}{Tbr}$$

$$Kw = \frac{(1,8Tb)^{1/3}}{SG}$$

$$Tbr = \frac{Tb}{Tc}$$

On:

Kw = Factor de caracterització de Watson

Tbr = Temperatura d'ebullició reduïda

Tb i Tc [K]



Pressió de vapor

$$Ps = P_{cm} \exp[f(T_{rm}, w_m)]$$

On:

Ps= Pressió de vapor [bar]

P<sub>cm</sub>=Pressió crítica de la mescla [bar]

f(T<sub>rm</sub>, w<sub>m</sub>)= Funció de Lee i Kesler utilitzada per el càlcul de la pressió de vapor

w<sub>m</sub>= Factor excèntric de la mescla

$$f(T_{rm}, w_m) = \ln P_{ro} + w_m \ln P_{r1}$$

$$\ln P_{ro} = 5,92714 - \frac{6,09648}{T_{rm}} - 1,28862 \ln T_{rm} + 0,169347 T_{rm}^6$$

$$\ln P_{r1} = 15,2518 - \frac{15,6875}{T_{rm}} - 13,4721 \ln T_{rm} + 0,43577 T_{rm}^6$$

Viscositat cinemàtica a 100°F i 210°F

$$\begin{aligned} \log v_{100} = & 4,39371 - 1,94733Kw + 0,12769Kw^2 + 3,2629 \cdot 10^{-4}A^2 - 1,18246 \\ & \cdot 10^{-2}KwA \\ & + \frac{(0,171617Kw^2 + 10,9943A + 9,50663 \cdot 10^{-2}A^2 - 0,860218KwA)}{(A + 50,3642 - 4,78231Kw)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \log v_{210} = & - 0,463634 - 0,166532A + 5,13447 \cdot 10^{-4}A^2 - 8,48995 \cdot 10^{-3}KwA \\ & + \frac{(8,0325 \cdot 10^{-2}Kw + 1,24899A + 0,19768A^2)}{(A + 26,786 - 2,6296Kw)} \end{aligned}$$

$$A = \frac{141,5}{SG} - 131,5$$

On:

A= Graus API

v<sub>100</sub>= Viscositat cinemàtica a 100°F=40°C [mm<sup>2</sup>/s]

v<sub>210</sub>= Viscositat cinemàtica a 210°F=100°C [mm<sup>2</sup>/s]

Densitat del líquid

$$\rho = [VcZc^{(1-Tr)^{\frac{2}{7}}}]^{-1}$$

$$Zc_i = 0,291 - 0,08w_i$$

$$V_{c_i} = \frac{Z_{c_i} R T_{c_i}}{P_{c_i}}$$

On:

$w_i$ =Factor excèntric del component i

$T_{c_i}$ =Temperatura crítica del component i [K]

$P_{c_i}$ =Pressió crítica del component i [bar]

$Z_{c_i}$ =Factor de compressibilitat crític del component i

$V_{c_i}$ = Volum molar crític del component i [m<sup>3</sup>/Kmol]

Com que el que interessa és trobar la densitat de la mescla caldran les següents equacions:

$$w_m = \sum (x_i w_i)$$

$$V_{c_m} = \frac{1}{4} \sum (x_i V_{c_i}) + \frac{3}{4} \sum (x_i V_{c_i}^{2/3}) \cdot \sum (x_i V_{c_i}^{1/3})$$

On:

$w_m$ =Factor excèntric de la mescla

$V_{c_m}$ = Volum molar crític de la mescla [m<sup>3</sup>/Kmol]

$x_i$ = Fracció molar del component i

### Densitat del gas

$$\rho = 12,03 \frac{MP}{TZ}$$

On:

M= Pes molecular [Kg/Kmol]

P= Pressió a la que es busca la densitat del gas [bar]

T= Temperatura a la que es busca la densitat del gas [K]

z= Factor de compressibilitat

## 1.2 Equacions per el càlcul del intercanviadors

### Balanços energètics

$$Q = m_1 C_{p1} (T_{f2} - T_{f1}) = m_2 \lambda_2$$

Q= Calor quan hi ha canvi de fase

$$Q = m_1 C_{p1} (T_{f2} - T_{f1}) = m_2 C_{p2} (T_{c1} - T_{c2})$$

Q= Calor quan no hi ha canvi de fase

On:

$\lambda = H_s - h_s$

$H_s^{12}$  = Entalpia del corrent calent a les condicions de vapor (gas) [kJ/Kg]

$h_s = C_{pl} \cdot T_{cl}$  = Entalpia del corrent calent a les condicions de líquid saturat

$T_{cl}$  = Temperatura de bombolla [K]

$C_p^{13}$  = Calor específic [kJ/(Kg K)]

$C_{pl}$  = calor específic del líquid saturat a la temperatura de líquid saturat o dit d'una altre forma, a la temperatura de bombolla

### Convecció forçada sense canvi de fase

*Correlacions per el càlcul del coeficient de pel·lícula ( $h_i$ )*

$Pr$ : número de Prandtl  $\frac{C_p \cdot \mu}{k}$

$Re$ : número de Reynolds  $Re = \frac{u d \rho}{\mu}$

$Nu$ : número de Nusselt  $\frac{hL}{k}$

Convecció a l'interior de tubs i conductes:

Per fluids que circulen per l'interior de tubs circulars, el seu règim està a la frontera del règim laminar fins el turbulent, l'equació utilitzada és la de "Sieder i Tate":

$$Nu = \frac{h_i d_i}{k} = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left( \frac{u}{u_w} \right)^{0,14}$$

Vàlida para  $0,7 < Pr < 10^4$ ,

$6000 < Re < 10^7$

$L/d_i > 60$

On:

$h_i$  = el coeficient individual de transmissió de calor ( $W/m^2K$ )

$d_i$  = diàmetre interior del tub (m)

$k$  = conductivitat tèrmica del tub

$\mu$  = Viscositat del fluid a la temperatura mitjana

$\mu_w$  = Viscositat a la temperatura de la paret

---

<sup>12</sup> Wauquier, J. P. (2004) *El refino del petróleo*

<sup>13</sup> Wauquier, J. P. (2004) *El refino del petróleo*

Per  $L/d_i < 60$  s'utilitza la següent equació:

$$Nu = 0,036 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left( \frac{L}{d_i} \right)^{-0,054}$$

Una altre equació correspon a la proposta per "Dittus-Boelter" per flux turbulent plenament desenvolupat  $Re > 10^4$ :

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^n$$

Vàlida para  $0,7 < Pr < 60$  y  $L/d_i > 60$

$n=0,3$  refredament

$n=0,4$  escalfament

S'utilitzarà en situacions de diferència de temperatures moderades i que la temperatura no afecti molt en la viscositat ja que aquesta equació no contempla variacions de propietats.

Una altre equació molt utilitzada és la proposta de Gnielinski para  $Re > 2300$ , és a dir per un règim entre transició i plenament turbulent:

$$Nu = \frac{\xi/8(Re-1000)Pr}{1 + 12,7\sqrt{\xi/8}(Pr^{2/3}-1)} \left[ 1 + \left( \frac{d_i}{L} \right)^{2/3} \right]$$

On el coeficient de fricció es calcula de la següent manera:

$$\xi = \frac{1}{(1,82 \log Re - 1,64)^2}$$

Aquesta correlació és per un flux de calor constant. Per una temperatura constant de la paret i per un  $Pr > 0,7$

Un cop observades les diferents correlacions, s'utilitzarà la que més s'ajusti a les condicions per el càlcul del coeficient de pel·lícula ( $h_i$ )

A continuació, s'analitzen les equacions que hi ha per el càlcul del coeficient al costat de la carcassa.

Coeficient del costat de la carcassa sense canvi de fase ( $h_o$ )

Aquest coeficient depèn del número de Reynolds, del tipus de deflectors i finalment de la disposició dels tubs. Per el seu càlcul s'utilitza la següent expressió proposada per "Kern"

$$Nu = \frac{h_{ode}}{k} = 0,36(Re)^{0,55} Pr^{1/3} \left( \frac{u}{u_w} \right)^{0,14}$$

Per el càlcul de Nu i Re s'ha d'utilitzar el diàmetre equivalent (*de*) definit si la disposició és en quadrat o triangle

Disposició en quadrat:

$$de = \frac{4[Pt^2 - (\pi/4)do^2]}{\pi do}$$

Disposició en triangle:

$$de = \frac{4[PtP1 - (\pi/4)do^2]}{\pi do}$$

On:

*Pt* i *P1* són les distàncies entre centres dels tubs en funció de la distribució  
*do* = diàmetre exterior dels tubs

El número de Reynolds es calcula de la següent manera:

$$Re = \frac{Gcde}{\mu} \quad (kg/m^2s)$$

Sent *Gc* la densitat del flux màssica referida a l'àrea màxima (*Ac*)

Aquesta àrea, es calcula de la següent manera:

$$Ac = \frac{DcBC}{nPt} \quad (m^2)$$

On:

*Dc*= diàmetre de la carcassa

*B*= distància entre plaques deflectores

*C*= espai entre dos tubs consecutius *C*= *Pt*

*n* = número de passos

Finalment *Gc* es calcula com:

$$Gc = \frac{m}{Ac}$$

On:

m= flux màssic (kg/s)

Coefficient del costat de la carcassa amb canvi de fase (ho)

*Condensació en tubs verticals (interior i exterior):*

L'equació teòrica deduïda per "Nusselt" pot ser utilitzada tant per la condensació en tubs interiors com exteriors. Aquesta equació és la següent:

$$Nu = \frac{hL}{k_i} = 0,925 \left( \frac{L^3 \rho_l (\rho_l - \rho_v) g}{\mu_l \Gamma_v} \right)^{1/3} = 0,943 \left( \frac{L^2 \rho_l (\rho_l - \rho_v) g \lambda}{k_i \mu_l \Delta T} \right)^{1/4}$$

On:

h=coeficient de condensació (W/m<sup>2</sup> K)

L=longitud dels tubs (m)

$\rho_l$ =densitat del condensat (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_v$ =densitat del vapor (kg/m<sup>3</sup>)

g= acceleració de la gravetat 9,81 m/s<sup>2</sup>

$\mu_l$ =viscositat del condensat (kg/m s o Pa s)

$k_i$ =conductivitat tèrmica del condensat (W/m K)

$\Gamma_v$ =flux perimetral de condensat en el tub

$\lambda$ =calor latent de condensació (J/kg)

Aquest flux perimetral es calcula de la següent manera:

$$\Gamma_v = \frac{F_l}{N_i \pi d_o} \text{ o } \frac{F_l}{N_i \pi d_i}$$

On:

$F_l$ =el flux màssic de vapor condensat (kg/s)

$d_o$ =diàmetre exterior per condensació exterior

$d_i$ =diàmetre interior para condensació interior

$N_i$ = número total de tubs

El número de Reynolds per pel·lícules que condensen es calcula:

$$Re = \frac{4\Gamma_v}{\mu_l}$$

Finalment només queda calcular el coeficient global de transmissió de calor " $U_o$ "

Aquest coeficient es pot expressar de la següent manera:

$$\frac{1}{U_o d_o} = \frac{1}{h_i d_i} + \frac{\ln(d_o/d_i)}{2k} + \frac{1}{h_o d_o}$$

A continuació es defineix el procés teòric per el càlcul d'un intercanviador de carcassa i tubs.

1-Càlcul del flux de calor

$$q = mcC_{pc}(T1 - T2) \text{ o bé } q = mfC_{pf}(t2 - t1)$$

2- Càlcul del flux necessari del fluid de servei (escalfador o refredador) o bé, de la temperatura del fluid de la qual és desconeguda (generalment la de sortida del fluid de servei) a partir del balanç d'energia.

$$mcC_{pc}(T1 - T2) = mfC_{pf}(t2 - t1)$$

3. Determinar les propietats físiques dels fluids.

4.Càlcul de la diferència mitjana logarítmica DTML

5. Estimar un valor d' $U_o$  segons l' informació existent

6. Determinar el factor de correcció de la temperatura  $F$

7. Calcular una àrea d'intercanvi (i nombre de tubs) i seleccionar una configuració per l' intercanviador segons especificacions. Diàmetre dels tubs i longitud. Ha de donar lloc a  $Re$  elevats per obtenir coeficients alts.

$$A_o = \frac{q}{U_o F DTML}$$

8. Càlcul del coeficient de pel·lícula de l'interior dels tubs ( $h_i$ )

9. Càlcul de coeficient de pel·lícula del costat de la carcassa ( $h_o$ )

10. Càlcul del coeficient global de transmissió de calor, normalment s'utilitza  $U_o$

$$\frac{1}{U_o d_o} = \frac{1}{h_i d_i} + \frac{\ln(d_o/d_i)}{2k} + \frac{1}{h_o d_o}$$

11. Si  $U_o$  estimat inicialment coincideix amb el calculat en el punt 10 el càlcul ha finalitzat si no és així ha de anar-se'n al punt i repetir els càlculs fins a aconseguir que siguin iguals

## 2 CONDICIONS DE TREBALL DELS BALONS DE SEPARACIÓ

La pressió de treball és una variable on el seu valor s'anirà ajustant fins aconseguir la temperatura de treball desitjada.

Per calcular la temperatura de treball, prèviament es necessita calcular la pressió de vapor. Per fer-ho s'utilitzen les correlacions de "Kesler-Lee". Aquestes correlacions es basen en un seguit de fórmules relacionades entre sí que permeten trobar la pressió de vapor si prèviament es coneix la temperatura crítica, la pressió crítica i el factor excèntric (w). Coneguda la composició de l'oli usat, s'utilitzen les correlacions de "Kesler-Lee" per calcular les propietats crítiques anteriorment comentades i finalment obtenir la pressió de vapor.

Es decideix agrupar els components de la *Taula 6*, que defineixen la composició de l'oli usat, en cinc fraccions de cinc components cada una. El resultat es mostra en la següent taula:

*Taula 38: Composició de les cinc fraccions de la mescla d'oli*

Fraccions	Composició de cada fracció			
	Fracció molar	T <sup>o</sup> Ebullició (°C)	P.M(Kg/Kmol)	Densitat (kg/m <sup>3</sup> )
<b>Fracció1</b>	0,04	272,07	208,18	826,59
<b>Fracció2</b>	0,06	351,36	294,30	862,06
<b>Fracció3</b>	0,53	448,39	428,20	905,39
<b>Fracció4</b>	0,30	526,43	539,29	930,69
<b>Fracció5</b>	0,07	696,62	802,28	985,95

Llavors, es calculen els paràmetres crítics mitjançant les correlacions de "Kesler-Lee".

Els paràmetres crítics de la mescla, es mostren a continuació:

*Taula 39: Paràmetres pseudo-crítics de les fraccions de l'oli*

Fraccions	Fraccions molars (Z)	SG Barrejes	Tc (K)	Pc (bars)	w
<b>Fracció1</b>	0,04	0,83	720,34	17,32	0,67
<b>Fracció2</b>	0,06	0,86	790,59	13,49	0,86
<b>Fracció3</b>	0,53	0,91	874,31	10,15	1,09
<b>Fracció4</b>	0,30	0,93	936,70	7,85	1,27
<b>Fracció5</b>	0,07	0,99	1070,35	4,53	1,62

Un cop calculats als paràmetres crítics, es calcula la pressió de vapor.



Finalment, es calcula la destil·lació flash 1 equilibri a temperatura constant.

Trobades les condicions de treball de cada mòdul, s'han de verificar que són les correctes. El paràmetre de verificació serà el valor de la viscositat dels productes obtinguts perquè s'ajustin als valors que exigeix el mercat.

Com a dades de referència, s'utilitzen els valors de la viscositat cinemàtica dels productes que obté una empresa del sector de regeneració de l'oli; concretament l'empresa "Cator". Aquestes viscositats, estan calculades a 100°C. L'objectiu, doncs, serà aconseguir uns valors de viscositat semblant per els productes que s'obtinguin de la planta.

Per tant, primerament, es calcula la viscositat cinemàtica de la mescla inicial a 100°C.

A continuació es mostra el valor de les viscositats cinemàtiques de cada fracció de l'oli usat a 100°C

Taula 40: Viscositat cinemàtica mescla inicial a 100°C

FRACCIONS	Zi	SG Barrejes	Tb(°C)	Kw	A(API)	$\nu$ (mm <sup>2</sup> /s)
FRACCIÓ-1	0,04	0,83	272,07	11,03	39,68	<b>0,47</b>
FRACCIÓ-2	0,06	0,86	351,36	11,20	32,63	<b>0,91</b>
FRACCIÓ-3	0,53	0,91	448,39	11,31	24,78	<b>2,31</b>
FRACCIÓ-4	0,30	0,93	526,44	11,46	20,54	<b>5,35</b>
FRACCIÓ-5	0,07	0,99	696,62	11,65	8,78	<b>566,56</b>

Conegudes les viscositats cinemàtiques de les diferents fraccions de la mescla de l'oli d'entrada al procés, és necessari conèixer la viscositat absoluta per després poder calcular la viscositat de cada corrent de destil·lat que surt per cada baló.

Per fer-ho, s'utilitza la següent equació:

$$\mu = \frac{u \rho}{1.000}$$

On:

$\mu$ = Viscositat absoluta a 100°C [mPa·s]

u= Viscositat cinemàtica a 100°C [mm<sup>2</sup>/s]

$\rho$ = Densitat de l'oli = SG·  $\rho_{aigua}$  a 210°F

La densitat de l'aigua a aquesta temperatura és de 958,78°C

Així doncs, la viscositat absoluta de l'oli usat d'entrada al procés, és la següent:

Taula 41: Viscositats absolutes a 100°C

FRACCIONS	$\nu$ (mm <sup>2</sup> /s)	$\mu$ (mPa·s)
FRACCIÓ-1	0,47	<b>0,38</b>
FRACCIÓ-2	0,91	<b>0,75</b>
FRACCIÓ-3	2,31	<b>2,01</b>
FRACCIÓ-4	5,35	<b>4,77</b>
FRACCIÓ-5	566,56	<b>535,55</b>

Un cop arribats a aquest punt, interessa conèixer la viscositat de cada corrent de destil·lat que surt per cada mòdul per després comparar-lo amb els valors de viscositat de referència i saber si les condicions de treball de cada mòdul són les correctes.

Per tant, es calcula la viscositat de cada destil·lat aplicant la següent ponderació:

$$\mu_m = \sum \left[ \left( y_i \mu_i^{\frac{1}{3}} \right) \right]^3$$

On:

$y_i$  = Fracció molar de cada una de les cinc fraccions per cada destil·lat

$\mu_i$  = Viscositat absoluta de cada una de les cinc fraccions [mPa·s]

És important, no confondre la  $y_i$  amb la  $z_i$  ja que la  $z_i$  fa referència a la fracció molar de cada una de les cinc fraccions que conformen l'alimentació d'entrada al procés mentre que la  $y_i$  fa referència a la fracció molar de cada una de les cinc fraccions que conformen el corrent de destil·lat de cada mòdul.

Dit d'una altre forma, les  $y$  s'obtenen del càlcul de la destil·lació flash.

Així doncs, el següent pas serà el càlcul les  $y_i$  per cada mòdul. Ara bé, el càlcul no és directe ja que per el càlcul de la temperatura de treball intervenen la pressió de treball i la fracció vaporitzada.

A més, s'ha de tenir en compte la següent premissa:

- El valor de la temperatura de treball de cada mòdul no pot ser superior a 350°C ja que el fluid calent que s'utilitza per escalfar el corrent és un oli tèrmic on la seva temperatura màxima de treball són 360°C i s'ha de mantenir un salt tèrmic en el bescanviador entre 5-10°C.

Tenint en compte aquesta premissa, s'ha de variar la pressió de treball i la fracció vaporitzada aconseguint una temperatura de treball que no superi els 360°C en cap del mòdul i que els valor d'y obtinguts permeti aconseguir un valor de viscositat òptim segons les dades de referència.

A continuació, s'exposa els valors de viscositat expressat en "cst" per cada un dels productes de l'empresa Cator:

Taula 42: Viscositats cinemàtiques a 100°C dels productes de Cator

CATOR	
cSt	Productes
<<2	Hidrocarburs lleugers
2,5	Oli Spindle
3,5 - 3,9	Sn100
4,9 - 5,5	SN150
7,5-7,6	SN330
aprox. 1000	Betum asfàltic

Cal recordar que el procés és en continu per tant el residu d'un mòdul serà la nova alimentació al següent mòdul.

A continuació s'explica la relació que s'ha observat entre la pressió de treball, la fracció vaporitzada, la temperatura de treball i finalment la viscositat.

Les variables que afecten a la temperatura de treball són la pressió de treball i la fracció vaporitzada. A efectes pràctics, la temperatura de treball depèn d'aquestes dues variables.

La relació que hi ha és la següent:

A una  $P_t \uparrow$ , la  $T^{qt} \uparrow$

A una  $v \uparrow$ , la  $T^{qt} \uparrow$

També s'ha observat que per un augment de la fracció vaporitzada, el valor de la viscositat creix significativament més que per un augment de la pressió de treball.

Si  $v \uparrow$ , la viscositat  $\uparrow \uparrow$

Si  $P_t \uparrow$ , la viscositat  $\uparrow$

Dit d'una altre forma:

Si  $P_t \downarrow$ ,  $v \uparrow$  aleshores la viscositat  $\uparrow$

Si  $P_t \uparrow$ ,  $v \downarrow$  aleshores la viscositat  $\downarrow$

A més s'observa com un augment en la fracció vaporitzada del mòdul anterior no només efecte al mòdul en qüestió, sinó que provoca un augment en la viscositat del següent mòdul.

Per tant si en un primer moment es veu que el valor que s'obté de la viscositat és massa baix, s'ha de disminuir la pressió de treball; perquè no augmenti en excés la temperatura, i augmentar la fracció vaporitzada. D'aquesta manera s'aconsegueix una temperatura de treball coherent i un valor de viscositat òptim.

Tenint en compte el que s'ha comentat anteriorment, les condicions de treball per cada mòdul són les següents:

Taula 43: Condicions de treball de cada un dels mòduls del procés

Mòdul	Pressió de treball (bars)	Fracció vaporitzada (v)	Temperatura de treball( K)
Mòdul 1	0,1	0,04	590
Mòdul 2	0,065	0,18	611
Mòdul 3	0,01	0,845	611
Mòdul 4	0,0027	0,305	611
Mòdul 5	0,00125	0,12	611
Mòdul 6	0,001	0,06	622

Abans d'entrar directament amb els valors de viscositat que s'obtenen amb aquestes condicions de treball, es vol analitzar breument el perquè d'aquestes condicions.

Per una banda, s'ha optat per intentar minimitzar el màxim la necessitat d'un fluid per escalfar els corrents a l'entrada de cada mòdul. D'aquesta manera es més fàcil posar el procés a règim; menys complexitat de la xarxa de bescanviadors. A més, disminueix el cost econòmic de la planta. Val a dir que es va provar d'igualar de la mateixa manera la temperatura del sisè mòdul però va ser impossible. Així que es decideix disminuir la pressió de treball del sisè mòdul fins a 1mbars, un valor coherent per bombes de buit en el mercat. Per un banda un sal de 11°C respecte el mòdul anterior és coherent aconseguir-ho mitjançant un bescanviador, per altre banda s'ha tingut en compte que si s'entra com a fluid calent oli tèrmic a 360°C o sigui 633K el sal entre 633K (360°C) i 622K (349°C) és de 11°C i per tant es compleix amb el salt tèrmic. A mesura que l'oli passa de mòdul, cada cop és més pesat i li costa més evaporar-se. Per això, a mesura que es passa de mòdul el buit creix o dit d'una altre forma, la pressió de treball disminueix.

Dit això, els valors de viscositat per cada mòdul es mostren a continuació:

Taula 44: Viscositat absoluta dels destil·lats de cada mòdul més el residu del mòdul 6

Destil·lats	$\mu_1(\text{mPa}\cdot\text{s})$	$\mu_2(\text{mPa}\cdot\text{s})$	$\mu_3(\text{mPa}\cdot\text{s})$	$\mu_4(\text{mPa}\cdot\text{s})$	$\mu_5(\text{mPa}\cdot\text{s})$	$\chi_1$	$\chi_2$	$\chi_3$	$\chi_4$	$\chi_5$	$\mu_m(\text{mPa}\cdot\text{s})$
Destil·lat M-1	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	0,51	0,24	0,23	0,01	9,80E-06	<b>0,75</b>
Destil·lat M-2	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	0,10	0,20	0,64	0,06	5,63E-05	<b>1,55</b>
Destil·lat M-3	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	2,23E-03	0,02	0,61	0,37	2,32E-03	<b>2,88</b>
Destil·lat M-4	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	2,02E-05	8,64E-04	0,23	0,75	0,01	<b>4,59</b>
Destil·lat M-5	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	1,26E-07	2,54E-05	0,06	0,91	0,03	<b>6,40</b>
Destil·lat M-6	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	7,17E-10	6,76E-07	0,01	0,91	0,07	<b>9,79</b>
Residu M-6	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	1,64E-13	6,98E-10	1,21E-04	0,06	0,94	<b>456,77</b>

En referència a la *Taula 44*, seria convenient contextualitzar que els valors  $\chi$  són els valors de les fraccions molars de cada una de les cinc fraccions de l'oli per cada un dels corrents de destil·lat de cada mòdul; o sigui les  $y$ , menys en el *mòdul 6 residu* que són els valors de les fraccions molars de cada una de les cinc fraccions però ara del residu; o sigui les  $x$ .

Un cop es coneixen ja les viscositats de cada un dels corrents dels diferents mòduls del procés, s'han de comparar amb els valors de les viscositats de referència. Ara bé, aquestes viscositats estan amb (mPa·s) i tal i com es pot veure en la *Taula 42*, les viscositats de referència estan expressades en (cst) o sigui viscositats cinemàtiques i no absolutes. Per tant es necessita aplicar l'equació que relaciona les dues viscositats però prèviament s'ha de calcular la densitat de cada un dels corrents dels mòduls a 100°C.

Per el cas que ens ocupa, els valors de les densitats dels productes a comprar són els següents:

*Taula 45: Densitat dels productes obtinguts a 100°C*

Destil·lats	$\rho(\text{kg/m}^3)$ a 373K
Destil·lat M-1	947,5
Destil·lat M-2	1082,6
Destil·lat M-3	1162,9
Destil·lat M-4	1194,91
Destil·lat M-5	1210,05
Destil·lat M-6	1300
Residu M-6	1263,12

Un cop coneguda la viscositat absoluta i la densitat de cada producte a 100°C, es disposa finalment a calcular la viscositat cinemàtica de cada producte a 100°C i comparar-la amb els valors de viscositat de l'empresa Cator tal i com es mostra en la següent taula:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 46: Comparació de les viscositats dels productes obtinguts en el procés respecte els productes de l'empresa Cator

Destil·lats	$\mu\text{m}(\text{mPa}\cdot\text{s})$	$\rho(\text{kg}/\text{m}^3)$ a 373K	$\text{um}(\text{mm}^2/\text{s})$	CATOR	
				cSt	Productes
Destil·lat M-1	0,75	947,5	<b>0,79</b>	<<2	Hidrocarburs lleugers
Destil·lat M-2	1,55	1082,6	<b>1,44</b>		
Destil·lat M-3	2,88	1162,9	<b>2,48</b>	2,5	Spindle
Destil·lat M-4	4,59	1194,91	<b>3,84</b>	3,5 - 3,9	Sn100
Destil·lat M-5	6,40	1210,05	<b>5,29</b>	4,9 - 5,5	SN150
Destil·lat M-6	9,79	1300	<b>7,53</b>	7,5-7,6	SN330
Residu M-6	456,77	1263,12	<b>361,62</b>	aprox. 1000	Betum asfàltic

Analitzant l'anterior taula, es veu com els resultats són molt favorables. Els valors de viscositat dels productes del procés respecte els de Cator són molt semblants, indicatiu que les condicions de treball dels mòduls del procés són les correctes.

### **3 CRITERIS PER LA SELECCIÓ DELS EQUIPS**

#### **3.1 Bombes**

##### **3.1.1 Bombes de buit**

Les bombes de buit, permeten aconseguir la pressió necessària a l'interior de cada baló de separació. A més, són les encarregades d'aspirar els possibles incondensables generats en la destil·lació flash.

El fet que el buit augmenta a mesura que el fluid passa d'un baló a un altre, permet de no necessitar bombes d'impulsió entremig dels balons ja que el buit del següent mòdul permet transportar el corrent residual del mòdul anterior.

La temperatura màxima dels gasos que poden aspirar aquest tipus de bomba no pot ser superior a 65°C ja que a l'interior de la bomba encara augmenta més la temperatura degut a la compressió que es produeix i per tant es podria fer malbé el material de dins la bomba.

El seu dimensionament es basa en el cabal d'aspiració.

##### **3.1.2 Bombes d'impulsió**

Es necessita de bombes que permetin transportar els corrents líquids del procés. Aquest tipus de bombes es coneixen amb el nom de bombes d'impulsió. La funció d'aquestes bombes és permetre desplaçar un cabal de líquid fins aconseguir arribar al seu destí a una determinada pressió, vencent totes les possibles pèrdues de pressió que es produeixen al circuit aigües avall de la bomba.

Dintre de les bombes d'impulsió, se'n distingeixen dos tipus:

-Bombes centrífugues

-Bombes de desplaçament positiu.

Per al cas que ens ocupa, utilitzarem bombes centrífugues ja que permeten operar amb intervals de cabals molt petits i a més, poden operar en el cas que la impulsió de la bomba estigui tancada, fet que ens interessa en el tractament final, on el procés es dur a terme en semi-continu.

Per al dimensionament de les bombes d'impulsió es necessita conèixer l'altura de la bomba i la NPSH disponible.



## 3.2 Recipients

Els recipients en l'indústria química poden ser recipients d'emmagatzematge on la seva funció principal és contenir líquids, o bé recipients de procés; per exemple recipients separadors de fases.

En el supòsit d'aquest treball, els recipients d'emmagatzematge seran el tanc d'oli usat com alimentació al procés, els tancs entremitjos, el tanc d'emmagatzematge del reactiu i els tancs finals, on s'emmagatzema els producte ja tractat.

D'altra banda, els recipients de procés seran els sis balons de separació.

### 3.2.1 Recipients emmagatzematge

El dimensionament dels tancs d'emmagatzematge, es basa en la capacitat desitjada (número de dies pel cabal de disseny) i unes proporcions geomètriques (com altura/diàmetre) raonables.

Aquestes proporcions geomètriques es basen en una relació altura/diàmetre menor o igual a 1 i l'altura del tanc normalment es troba limitada entre 15-20m.

Ara bé, s'ha tingut en compte que per als tancs finals, el temps màxim abans que el tanc arribi a la seva capacitat màxima i per tant s'hagi de buidar no superi l'any. D'aquesta manera permet un estalvi econòmic tot i que en aquest cas l'altura ja no es troba limitada entre 15-20m. Aquest mateix criteri, s'ha seguit per el tanc inicial d'oli usat. Però en aquest cas, és el temps màxim abans de tornar-lo a emplenar.

Dit això, el dimensionament dels tancs entremitjos, s'allunya dels tancs finals d'emmagatzematge de producte, ja que les seves dimensions venen condicionades pel reactor a l'hora de portar a terme el tractament final.

### 3.2.2 Recipients del procés

Com s'ha dit, els recipients del procés són els balons de separació. El seu dimensionament ve regulat pel diàmetre, que aquest, ve donat per la màxima velocitat lineal ascendent del gas dins el recipient per evitar que es produeixi l'arrossegament de gotes d'aigua. Aquesta velocitat es coneix amb el nom de velocitat límit.

Com a criteri de disseny, es selecciona la velocitat lineal del gas entre 0,5 a 0,8 vegades la velocitat límit, per assegurar que no hi ha arrossegament de gotes. S'escull com a criteri 0,7.

Coneguda la velocitat lineal i el cabal d'entrada al recipient, es pot calcular l'àrea del baló i amb aquesta, el diàmetre del recipient; condició de disseny. Val a dir, que si és necessari

es pot sobredimensionar el diàmetre de les columnes, per exemple, per reduir l'altura del recipient.

Un cop calculat el diàmetre, es calcula l'altura del recipient seguint els següents criteris<sup>14</sup>:

-El volum entre NB i N<sub>mín.</sub>=5min·Q<sub>màxim</sub>

-El volum entre NA i N<sub>màx.</sub>=5min·Q<sub>màxim</sub>

-El volum entre NB i NA=10min·Q<sub>màxim</sub>

Es buscarà una relació  $\frac{H}{\phi} \cong 3$

---

<sup>14</sup> Cabra Dueñas, Lucas Martínez, Ruiz Fernández, Ramos Marcos (2010). *Metodologías del diseño y gestión de proyectos para ingenieros químicos*

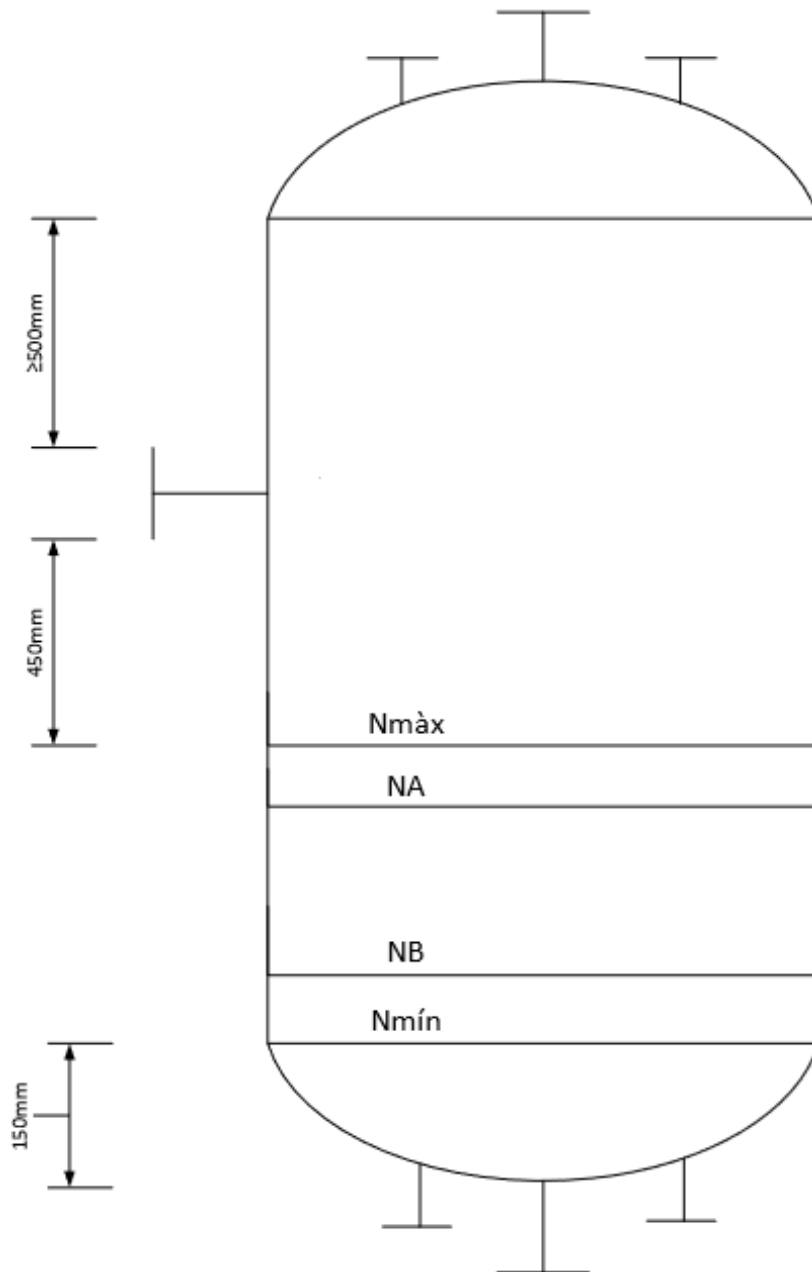


Figura 13: Dimensions baló de separació

Finalment, com que aquest tipus de balons es veuen sotmesos a pressió, es necessari conèixer l'espessor que ha de tenir. A més s'ha de tenir en compte el sobre-espessor degut a la corrosió produïda pel fluid. Per fluids poc corrosius, com és el cas, el sobre-espessor es troba al voltant de 1,5-3mm<sup>15</sup>

<sup>15</sup> Cabra Dueñas, Lucas Martínez, Ruiz Fernández, Ramos Marcos (2010). *Metodologías del diseño y gestión de proyectos para ingenieros químicos*

Per altra banda, el valor dels recipients sotmesos a pressió, ve definit pel diàmetre tal i com es pot observar en la taula següent:

Taula 47: Mínims valors d'espessor de recipients sotmesos a pressió (Coulson Richardson's, 2005)

Vessel diameter (m)	Minimum thickness (mm)
1	5
1 to 2	7
2 to 2.5	9
2.5 to 3.0	10
3.0 to 3.5	12

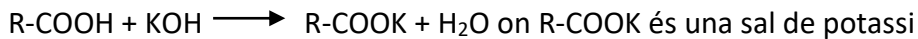
Val a dir, que la Taula 47 inclou un sobre-espessor degut a la corrosió de 2mm.

### 3.3 Reactor

El reactor és l'equip principal del tractament final.

Les condicions de reacció en el reactor són 220°C i pressió atmosfèrica. En aquestes condicions s'estableix un punt òptim de rendiment cinètic per la reacció del KOH amb els compostos que porten els destil·lats (Clor, Sofre, Àcids carboxílics)

Reacció àcid base:



Val a dir, que el reactor funciona en "batch" i agitació. Per tant, el tipus correspon a un tanc agitat completament. Com que la matèria primera varia molt (depenen de l'origen de l'oli usat), es treballa sempre amb un excés de KOH. En aquest sentit, es parla d'una cinètica de pseudo-primer ordre. El ratio KOH al 50% en volum respecte al destil·lat alimentat en Kg és entre 0,7 i 1. S'elegeix un valor de ratio=0,8.

El perfil de temperatures que presenta, es representa en la següent figura:

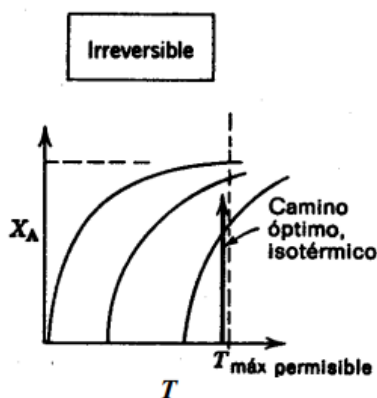


Figura 14: Línia d'operació per una reacció irreversible (Levenspiel Octave, 1987)

El qual condueix a una temperatura òptima de funcionament de 220°C.

El dimensionament del reactor segueix la relació alçada, diàmetre del tanc<sup>16</sup>  $H / \varnothing = 1,2$ . Aquesta recomanació fa que el tanc sigui més alt que ample, el que afavoreix el temps de contacte entre les partícules i el líquid i per tant la transferència de massa, però no ha de ser massa alt perquè no es torni inestable i requereixi de costosos ancoratges per evitar possibles bolcaments.

El temps necessari perquè es doni la reacció és de 40min.

El reactor treballa a un 50% de la seva capacitat i s'ha optat per un volum de 5m<sup>3</sup> per tal que el temps de càrrega del reactor no sigui excessivament alt. L'elecció d'aquest volum, ve condicionada per el cabal de descàrrega dels tancs entremitjos.

### 3.3.1 Decantador

Un cop destruïdes les restes de contaminants dels olis en la reacció, es necessiten separar abans d'emmagatzemar el producte final. Per fer-ho, s'utilitza un decantador on per gravetat, es separen les sals contaminades de l'oli.

### 3.4 Intercanviadors de calor

Els intercanviadors de calor permetran aconseguir la temperatura òptima en el procés.

A continuació, es detalla com s'han dissenyat els intercanviadors:

Es tria com intercanviador de calor els intercanviadors de carcassa i tubs, principalment perquè són els intercanviadors més utilitzats a la indústria química i amb les condicions de disseny més ben definides.

Es dissenya l'intercanviador amb múltiples tubs. D'aquesta manera s'aconsegueix augmentar l'àrea per convecció ja que amb múltiples tubs es pot arranjar el flux de manera que una regió estigui en paral·lel i l'altre regió en contracorrent.

Per altre banda, s'utilitza dissenys multi-pas. D'aquesta manera s'aconsegueix incrementar la velocitat del fluid dins el tub. Perquè s'entengui, en un arranament de dos passos el fluid únicament va cap a la meitat dels tubs el que provoca que el número de Reynolds es dupliqui.

---

<sup>16</sup> Agudelo i Zuluaga,1998

La configuració més usual és 1-2; un pas per carcassa i dos passos per tubs; configuració elegida.

Si  $Re \uparrow$  Turbulència  $\uparrow$  per tant augmenta el número de Nusselt i finalment el coeficient de convecció.

Per al disseny es segueixen les consideracions proposades per TEMA (The Tubular Exchanger Manufacturers Association).

Així que, per conveniència, es tria un intercanviador **AES**.

Tipus AES-. És el model més comú. Té un pas per la carcassa, doble pas pels tubs i coberta desmuntable amb capçal flotant amb dispositiu de recolzament. També conté desviadors transversals amb plaques de recolzament.

Les característiques principals d'aquest tipus d'intercanviador són:

- Permet l'expansió tèrmica dels tubs respecte la carcassa
- Permet el desmuntatge
- Gràcies als desviadors transversals, amb el seu percentatge i separació, es pot modificar la velocitat en la carcassa i la seva pèrdua de càrrega.

Finalment, es defineix l'intercanviador com a:

Tipus1- Classe R. Intercanviadors per petroli i aplicacions relacionades.

A continuació, s'analitzen les parts que formen l'intercanviador i quins criteris s'han elegit per al disseny:

#### **Tubs:**

Per al disseny, es fan servir tubs 3/4" ja que, juntament amb els 1", són els més comuns.

L'espessor dels tubs ve determinat per la pressió de treball i el sobre espessor de corrosió. Un valor típic seria de 14 per acer al carboni. Tot i que si fos necessari, es podria reduir l'espessor.

Les longituds dels tubs varien entre 8 i 20ft essent la més típica de 16ft. Es recomana que la llargada dels tubs sigui igual a la meitat de l'espai disponible

#### Número de tubs

Tal com s'ha parlat anteriorment, el que es vol és incrementar el coeficient "h" de transferència, per tant, es cerca la velocitat més alta possible. Per aconseguir-ho, s'utilitza el major número de tubs amb el menor diàmetre de tubs intern.

El numero de tubs es pot calcular fàcilment mitjançant la següent fórmula:

$$Nt = \frac{Ao}{\pi * do * L}$$

On:

Do- diàmetre exterior tubs

Nt- número de tubs

### Arranjament dels tubs

Es selecciona l'arranjament Triangular 30°. Es pot utilitzar en qualsevol règim de flux i són més econòmics que els arranjaments quadrats tot i que una configuració quadrada permet una neteja mecànica més fàcil. A continuació es mostra la disposició d'un arranjament triangular:

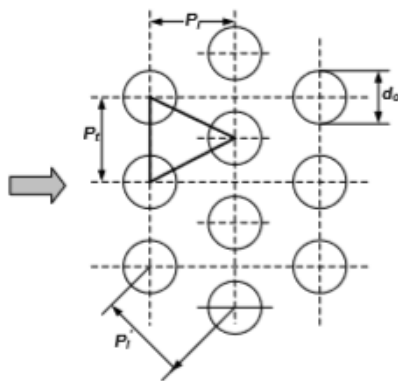


Figura 15: Distribució en triangle (Llop, 2000)

D'altra banda, es tria una separació entre els tubs (Tube Pitch) 1". Només caldria incrementar el PITCH si fos necessari reduir la caiguda de pressió en la carcassa.

El criteri a utilitzar és:

$$1,25 < \frac{Pt}{Do} < 1,5$$

On:

Pt= distància entre el centre dels tubs (PITCH)

Do= diàmetre exterior tubs

S'ha de tenir en compte que els tubs no poden estar molt a prop ja que presentarien problemes de neteja i, a més, la placa de tubs es torna més dèbil des d'un punt de vista estructural.

### **Longitud de l'intercanviador:**

Quan més llarg és un intercanviador, menys tubs conté, menor és el diàmetre de la carcassa la qual cosa fa que el seu disseny sigui més simple i menys costós. El criteri general és:

$$\frac{1}{15} < \frac{Dc}{L} < \frac{1}{5}$$

On :

Dc= diàmetre carcassa

L= longitud intercanviador

Per tant, una primera aproximació és: **Diàmetre exterior dels tubs 3/4" Separació triangular 30º a 1" amb longitud 16ft i espessor 14BWG.**

### Diàmetre de la carcassa:

Per seleccionar el diàmetre de la carcassa, es fa a partir del coneixement del número de tubs i la configuració del flux, tal i com es mostra en la figura següent:

Carcasa ID	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
Tubos	3/4"	Pt = 1"	Triangular		
OD					
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1026	1176	1128	1100	1078

Figura 16: Selecció Dc per tubs 3/4", Pt=1" i arranament triangular ((Ontiveros, 2015)

Un cop es té el diàmetre de la carcassa, es comprova que compleix el criteri anteriorment comentat i que es detalla a continuació:

$$\frac{1}{15} < \frac{Dc}{L} < \frac{1}{5}$$

### Deflectors:

Les funcions dels deflectors són les següents:

- Suportar el feix de tubs
- Restringir les vibracions dels tubs a causa dels xocs amb el fluid
- Canalitzar el flux per la carcassa originant turbulència per aconseguir majors efectes de transferència de calor



L'espaiat dels deflectors més utilitzat segueix el criteri següent:

$$0,4 < D_c < 0,6$$

Per tant, aquest espaiat s'agafarà com la meitat del diàmetre de la carcassa;  $D_c/2$

### **Assignació de fluxos:**

Les regles aplicables per determinar quin fluid va per al casc i quin per als tubs són les següents:

- El fluid amb major pressió va en els tubs.
- El fluid més corrosiu va en els tubs.
- Els fluids més bruts van en els tubs.
- Els fluids amb menor pèrdua de pressió van en la carcassa.
- El fluid a condensar va en la carcassa.

### **Caiguda de pressió:**

La caiguda de pressió en un intercanviador es producte de:

- Fricció deguda al flux.
- Canvis en la direcció del flux.
- Expansió i contracció en les entrades i sortides dels filtres i tubs.

S'agafarà com a valor estimat  $0,7 \text{Kg/cm}^2$  per fluid moderadament viscosos.<sup>17</sup>

Així doncs, aquests són els criteris que es segueixen per al disseny i càlcul dels intercanviadors del procés.

A continuació es mostren els valors típics de coeficients globals de calor per tenir una referència:

---

<sup>17</sup> Cabra Dueñas, Lucas Martínez, Ruiz Fernández, Ramos Marcos (2010). *Metodologías del diseño y gestión de proyectos para ingenieros químicos*

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Fluido caliente	Fluido frío	U (W/m <sup>2</sup> k)
Agua	Agua	1300 – 2500
Amoniaco	Agua	1000 – 2500
Gas	Agua	10 – 250
Gas	Gas	10 – 60
Gas	Orgánico liviano	20 – 100
Gas	Orgánico pesado	20 – 60
Orgánico liviano (< 0,5 cP)	Gas	20 – 100
Orgánico pesado (> 1 cP)	Gas	20 – 60
Agua	Aire comprimido	50 – 70
Agua	Aceite lubricante	110 – 340
Orgánico liviano	Agua	370 – 750
Orgánico mediano (0,5 – 1 cP)	Agua	240 – 650
Orgánico pesado	Aceite lubricante	25 – 400
Vapor	Agua	2200 – 3500
Vapor	Amoniaco	1000 – 3400
Agua	Amoniaco (condensación)	850 – 1500
Agua	Freón-13 (ebullición)	280 – 1000
Vapor	Gases	25 – 240
Vapor	Orgánicos livianos	490 – 1000
Vapor	Orgánicos medianos	250 – 500
Vapor	Orgánicos pesados	30 – 300
Orgánicos livianos	Orgánicos livianos	200 – 350
Orgánicos medianos	Orgánicos medianos	100 – 300
Orgánicos pesados	Orgánicos pesados	50 – 200
Orgánicos livianos	Orgánicos pesados	50 – 200
Orgánicos pesados	Orgánicos livianos	150 – 300
Petróleo	Gasóleo	130 – 320
Vapor (Evaporador)	Agua	1500 – 8000
Vapor (Evaporador)	Otros fluidos	300 – 2000
Evaporador de refrigeración		300 – 1000
Vapor (Condensador)	Agua	1000 – 4000
Vapor (Condensador)	Otros fluidos	300 – 1000

Figura 17: Coeficients globals de calor 1 ((Ontiveros, 2015)

Finalment, per al càlcul dels intercanviadors es necessita conèixer la conductivitat tèrmica del producte; en aquest cas de l'oli.

Com a referència s'ha utilitzat la gràfica següent:

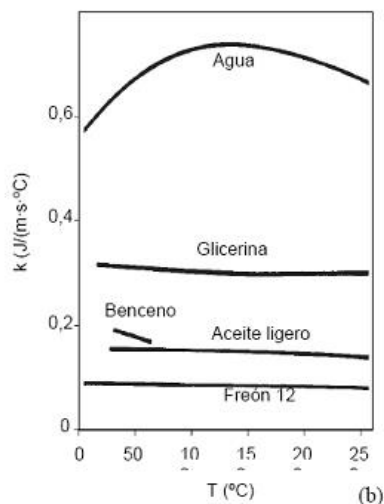


Figura 18: Conductivitat tèrmica de l'oli (Llop, 2000)

S'estima que l'oli del procés és un oli lleuger i, d'acord amb la Figura 18, la conductivitat tèrmica d'un oli lleuger a temperatura ambient és aproximadament de 0,15 W/mK.

Aquest és el valor que s'utilitza en el disseny.

## 4 CÀLCULS EQUIPS PROCÉS

### 4.1 Bescanviadors

#### 4.1.1 Bescanviador optimització (1r hipòtesi)

$$Q = m_1 \cdot C_p (T_{f2} - T_{f1}) = m_2 \cdot \lambda_2$$

$$1,67 \cdot 2,4 \cdot (T_{f2} - 298) = 365,04$$

$T_{f2} = 389\text{K}$ , temperatura que assoliria el corrent d'alimentació si només es contemplés el canvi de fase o sigui la condensació del corrent de destil·lat M-3.

Solament amb la condensació és insuficient. Aleshores:

$$Q = m_1 \cdot C_p (T_{f2} - T_{f1}) = m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1} - T_{c2})$$

$$1,67 \cdot 2,4 \cdot (590 - 298) = 365,04 + 1,11 \cdot 2,15 \cdot (543 - T_{c2})$$

$$T_{c2} = 205\text{K}$$

$$\text{Arranjament de } C_p = \frac{(543 + 205)}{2} = 374\text{K}$$

$$C_p \text{ a } 374\text{K} = 2,08$$

$$\text{Aleshores } T_{c2} \text{ a } (C_p = 2,08) = 195\text{K}$$

No es compleix el salt tèrmic i per tant és inviable amb un sol bescanviador

#### 4.1.2 Optimització bescanviadors alimentació d'entrada

##### Balanç bescanviador 1

El balanç energètic és el següent:

$$Q = m_1 \cdot C_p (T_{f2} - T_{f1}) = m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1} - T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 2,1 \cdot (T_{f2} - 298) = 124,78$$

$T_{f2} = 465,38\text{K}$  (temperatura que arriba el fluid fred solament si es té en compte el canvi de fase del fluid calent)

Solament amb la condensació és insuficient. Aleshores:

$$Q = m_1 \cdot C_p (T_{f2} - T_{f1}) = m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1} - T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 2,4 \cdot (590 - 298) = 124,78 + 0,29 \cdot 2,38 \cdot (515,58 - 336)$$

$$m_1 = 0,355\text{Kg/s}$$

De 611-516 (destil·lat M2) De 465-590 (producte entrada) PRIMERA FASE

De 516-336 (destil·lat M2) De 298-465 (producte entrada) SEGONA FASE SENSE CANVI DE FASE

És un únic bescanviador, però perquè tingui unes dimensions coherents, es divideix en dues fases.

#### Balanç bescanviador 2

El balanç energètic és el següent:

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1}-T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 2,1 \cdot (T_{f2}-298)=365,04$$

$T_{f2}=430,2K$  (temperatura que arriba el fluid fred solament si es té en compte el canvi de fase del fluid calent)

Solament amb la condensació és insuficient. Aleshores:

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1}-T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 2,4 \cdot (590-298)=365,04 + 1,1 \cdot 2,42 \cdot (543,14-336)$$

$$m_1=1,315Kg/s$$

De 611-543 (destil·lat M3) De 430-590 (producte entrada) PRIMERA FASE

De 543-336 (destil·lat M3) De 298-430 (producte entrada) SEGONA FASE SENSE CANVI DE FASE

És un únic bescanviador, però perquè tingui unes dimensions coherents, es divideix en dues fases.

### **4.1.3 Bescanviadors del procés**

#### ***4.1.3.1 Bescanviadors que funcionen com a fluid fred aigua***

Bescanviadors entrada tancs entremitjos:

#### Bescanviador 5

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1}-T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 4,186 \cdot (T_{f2}-293)= 34,53+0,07 \cdot 2,52 \cdot (590-336)$$

$$m_1=0,1Kg/s$$

$$Tf2=482,53K$$

Bescanviador 6

$$Q=m1*Cp (Tf2-Tf1)= m2*\lambda2 + m2*Cp*(Tc1-Tc2)$$

$$m1*4,186*(Tf2-293)= 19,29+0,06*2,52*(611-336)$$

$$m1=0,1Kg/s$$

$$Tf2=438,41K$$

Bescanviador 7

$$Q=m1*Cp (Tf2-Tf1)= m2*\lambda2 + m2*Cp*(Tc1-Tc2)$$

$$m1*4,186*(Tf2-293)= 5,35+0,017*2,52*(611-336)$$

$$m1=0,03Kg/s$$

$$Tf2=429,41K$$

Bescanviador 8

$$Q=m1*Cp (Tf2-Tf1)= m2*\lambda2 + m2*Cp*(Tc1-Tc2)$$

$$m1*4,186*(Tf2-293)= 2,28+0,007*2,52*(622-336)$$

$$m1=0,01Kg/s$$

$$Tf2=467,99K$$

Bescanviador sortida residu mòdul 6:

Bescanviador 10

El deixem a 323 =50°C

El balanç energètic és el següent:

$$Q=m1*Cp (Tf2-Tf1)= m2*Cp*(Tc1-Tc2)$$

$$m1*4,186*(Tf2-293)=0,12*2,8*(622-323)$$

$$m1=0,15Kg/s$$

$$Tf2=453K$$

Bescanviadors sortida reactor:

Bescanviador 11

$$15\text{m}^3/\text{h}=4,90\text{Kg}/\text{s}$$

El balanç energètic és el següent:

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot C_p (T_{c1}-T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 4,186 \cdot (T_{f2}-293)=4,90 \cdot 2,24 \cdot (493-323)$$

$$m_1=5\text{Kg}/\text{s}$$

$$T_{f2}=382,15\text{K}$$

Bescanviador 12

$$1\% \text{ Alimentació entrada reactor}=0,049\text{Kg}/\text{s}$$

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot C_p (T_{c1}-T_{c2})$$

$$m_1 \cdot 4,186 \cdot (T_{f2}-293)=0,049 \cdot 2,24 \cdot (493-323)$$

$$m_1=0,05\text{Kg}/\text{s}$$

$$T_{f2}=382,15\text{K}$$

**4.1.3.2 Bescanviadors que funcionen com a fluid calent oli tèrmic**

Bescanviador sortida tancs entremitjos:

Bescanviador 9

$$8,33\text{m}^3/\text{h}=2,60\text{Kg}/\text{s}$$

El balanç energètic és el següent:

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot C_p (T_{c1}-T_{c2})$$

$$2,60 \cdot 2,31 \cdot (493-336)=2,5 \cdot 2,5 \cdot (633-T_{c2})$$

$$m_1=2,5\text{Kg}/\text{s}$$

$$T_{c2}=482\text{K}$$

Bescanviadors sortida mòduls:

Bescanviador 3

El balanç energètic és el següent:

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1}-T_{c2})$$

$$1,600 \cdot 3,1 \cdot (611-590)=m_1 \cdot 2,7 \cdot (633-T_{c2})$$

$$m_1=1,45 \text{Kg/s}$$

$$T_{c2}=606,39 \text{K}$$

Bescanviador 4

El balanç energètic és el següent:

$$Q=m_1 \cdot C_p (T_{f2}-T_{f1})= m_2 \cdot \lambda_2 + m_2 \cdot C_p \cdot (T_{c1}-T_{c2})$$

$$0,124 \cdot 3,12 \cdot (622-611)=m_1 \cdot 2,7 \cdot (633-T_{c2})$$

$$m_1=0,12 \text{Kg/s}$$

$$T_{c2}=620 \text{K}$$

Els bescanviadors E-11 i E-9 es troben en l'etapa del procés que funciona en semi-continu. De manera que s'elegeixen els destil·lats M-5 i M-3 respectivament per el càlcul de cada un d'ells.

Una vegada determinats els cabals i les temperatures que es requereixen en cada bescanviador, s'analitzarà en quins bescanviadors els corrents del procés experimenten o no canvi de fase. Aquesta característica és indispensable per la bona elecció de les equacions per al càlcul dels intercanviadors perquè, depenent de si es produeix o no canvi de fase, s'utilitzaran unes equacions o unes altres.

Així doncs, a continuació es mostra aquest comportament:

Taula 48: Comportament dels bescanviadors

Bescanviadors del procés				
Intercanviadors	Refrigeració		Escalfament	
	Canvi de fase	Sense canvi de fase	Canvi de fase	Sense canvi de fase
E-1	X			X
E-2	X			X
E-3				X
E-4				X
E-5	X			
E-6	X			
E-7	X			
E-8	X			
E-9				X
E-10		X		
E-11		X		
E-12	X			

En l'anterior taula, es veu com el comportament dels dos intercanviadors d'optimització (E-1 i E-2) és diferent respecte la resta de bescanviadors. En aquests dos bescanviadors, s'escalfa el corrent d'oli usat, sense produir-se canvi de fase, alhora que es condensen els destil·lats M-2 i M-3 i per tant es produeix canvi de fase.

Conegudes les condicions de disseny dels bescanviadors del procés, les variables temperatura i cabal a cada bescanviador i les equacions per al càlcul tenint en compte el comportament (si es produeix o no canvi de fase) es pot finalment calcular el coeficient global de transferència de calor i conseqüentment l'àrea exterior del bescanviador.

Els valors dels coeficients globals de transferència de calor i les dimensions de cada bescanviador es mostren a continuació:



Taula 49: Coeficients globals de calor i dimensions dels bescanviadors

Intercanviadors	Coeficient global de calor (U)	Àrea exterior
	[W/m <sup>2</sup> K]	[m <sup>2</sup> ]
E-1	110	24,96
E-1	16	179,76
E-2	63	164,82
E-2	54	97,15
E-3	141	39,24
E-4	140	3,21
E-5	355	3,32
E-6	354	1,86
E-7	355	0,52
E-8	355	0,25
E-9	175	37,52
E-10	170	7,36
E-11	340	89,94
E-12	340	0,92

En l'anterior taula es pot observar diverses coses. Per una banda, cada bescanviador d'optimització s'ha partit en dos. Tal i com s'ha comentat, la raó és aconseguir unes dimensions coherents ja que sinó, les àrees són excessivament massa grans. Per altra banda, els valors "U" són relativament baixos. Tal i com es pot observar en la *Figura 17*, són valors lògics, ja que s'utilitza com a fluid calent el mateix destil·lat del procés.

Per als bescanviadors E-3 i E-4, s'ha calculat el valor "U" del bescanviador E-3, referent el residu del M-1. Tal i com es pot veure, aquest valor és de 141W/m<sup>2</sup>K. Aquest valor serà el de referència. Per tant, s'ha suposat un valor d'U per el bescanviador E-4 de 140W/m<sup>2</sup>K. Es decideix a partir a partir del valor d'U del bescanviador de referència i els valors típics d'U trobats en la bibliografia per als cassos que ens ocupen.

Per als bescanviadors E-5 – E-8, s'ha fet el mateix procediment anteriorment comentat. S'ha calculat el valor "U" del bescanviador E-6, referent el destil·lat M-4. Tal i com es pot veure, aquest valor és de 354W/m<sup>2</sup>K. Llavors s'ha agafat aquest valor com a referència i per tant s'ha suposat un valor d'U per la resta de bescanviadors de 355/m<sup>2</sup>K.

Per els bescanviadors E-11 i E-12, s'ha calculat el valor "U" del bescanviador E-11, referent el destil·lat M-5. Tal i com es pot veure, aquest valor és de 340W/m<sup>2</sup>K. Llavors s'ha agafat aquest valor com a referència i per tant s'ha suposat un valor d'U per el bescanviador E-12 de 340/m<sup>2</sup>K.

## 4.2 Bombes

### 4.2.1 Bombes de buit

Per al càlcul de les bombes de buit, es necessita conèixer el cabal d'aspiració de la bomba.

A continuació es mostren els càlculs del cabal d'aspiració de la bomba P-1B. Els càlculs són exactament els mateixos per la resta de bombes.

L'equació genèrica és la següent:

$$\frac{Q_{\text{incondensables}} \cdot P_{\text{impulsió}} \cdot T_{\text{treball}}}{P_{\text{aspiració}}}$$

On:

La pressió d'aspiració= pressió de buit requerida per cada bomba [mbar]

La pressió d'impulsió= pressió atmosfèrica o sigui 1 bar [mbar]

La temperatura de treball= 65°C; temperatura màxima de treball de la bomba [K]

En totes les bombes, es suposa que hi ha un 2% d'incondensables i que aquests són aire (gas ideal).

Així doncs, el càlcul és el següent:

#### P-1B

$$m = 0,067 \text{kg/s} = 241,2 \text{Kg/h}$$

$$\text{Un 2\% d'incondensables} = 4,824 \text{Kg/h}$$

Si es suposa que aquests incondensables és l'aire amb un PM=28,9Kg/Kmol

Es té 0,17Kmol/h i si es passa a m<sup>3</sup>/h ja que s'entén que 1Kmol de gas ideal ocupa 22,4m<sup>3</sup>

$$\text{Es té } 3,74 \text{m}^3/\text{h}$$

Finalment per veure el cabal d'aspiració de la bomba es fa:

$$\frac{3,74 \cdot 1013 \cdot (273 + 65)}{100 \cdot 273} = 46,91 \text{m}^3/\text{h}$$

Un cop analitzats els càlculs per la bomba de buit P-1B, els cabals d'aspiració de la resta de bombes de buit es mostra en la taula següent:

Taula 50: Càlcul cabal aspiració bombes de buit

Bombes de buit	Càlcul cabal aspiració bombes de buit								
	Destil·lat		Incondensables			Pressió aspiració (mbar)	Pressió impulsió (mbar)	Temperatura treball bomba (K)	Cabal aspiració (m <sup>3</sup> /h)
	cabal (kg/s)	cabal (kg/h)	cabal (kg/h)	cabal (kmol/h)	cabal (m <sup>3</sup> /h)				
P-1B	0,07	241,2	4,824	0,167	3,74	100	1013	338	46,9
P-2B	0,29	1044	20,88	0,722	16,18	65	1013	338	312,3
P-3B	1,11	3996	79,92	2,765	61,94	10	1013	338	7769,1
P-4B	0,06	216	4,32	0,149	3,35	2,7	1013	338	1555,4
P-5B	0,017	61,2	1,224	0,042	0,95	1,25	1013	338	951,9
P-6B	0,007	26,82	0,5364	0,019	0,42	1	1013	338	521,4

Sobre la Taula 50 s'ha de tenir en compte alguns aspectes:

- En el cas de les bombes P-3B i P-4B, seria recomanable intentar optimitzar els condensadors perquè el valor del cabal d'aspiració és molt gran.
- S'ha de tenir en compte que si el cabal d'aspiració és significativament gran, amb la bomba primària no és suficient i es necessita d'un "booster" per guanyar cabal.

Aquestes bombes actuen prèvies al tractament final, per tant, es podria preguntar si aquest gas a aspirar conté certes impureses ( clor, sofre...) que podrien afectar al funcionament de la bomba. Doncs bé, el problema del clor i el sofre és que si es barreja amb aigua es genera HCl o H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, que per la bomba són una mica complicats, ja que les bombes son d'acer (es pot fer un recobriment) però el que s'ha d'evitar en tots els casos és que condensin dins la bomba. En estat gasós no causaran corrosió. Per tant, en principi es faria servir la mateixa bomba però amb precaucions (fer un cicle d'arrencada per assegurar que la bomba està calenta quan comença a aspirar, fer un cicle de parada quan no hagi de treballar la bomba per netejar-la...etc).

#### 4.2.2 Bombes d'impulsió

Fonaments per al càlcul d'una bomba centrífuga:

Prèviament s'ha d'explicar el concepte d'altura d'una bomba que representa el salt de pressió que la bomba comunica o sigui diferència entre la pressió d'impulsió i la d'aspiració. Aquesta relació de l'altura i la diferència de pressió es relacionen en la fórmula següent:

$$H = \Delta P \cdot \frac{1}{\rho} \cdot 10$$

On:

$\Delta P$ = diferència entre la pressió d'impulsió i aspiració de la bomba [Kg/cm<sup>2</sup>]

$\rho$ = densitat del fluid a les condicions de treball [g/cm<sup>3</sup>]

H= Altura de la bomba [m]

10= factor de correcció d'unitats

En el disseny de bombes centrífugues s'ha d'evitar l'efecte de la cavitació. Aquest fenomen apareix quan la pressió d'aspiració és menor que la pressió de vapor del fluid, el que provoca que aquest comenci a vaporitzar.

Així doncs, la diferència entre la pressió d'aspiració i la pressió de vapor del fluid ha de ser positiva. Aquesta diferència es denomina altura neta positiva d'aspiració NPSH i es calcula com:

$$NPSH = (P_{asp} - P_{vapor}) \cdot \frac{1}{\rho} \cdot 10$$

On:

$P_{asp}$ = pressió aspiració [kg/cm<sup>2</sup>]

$P_{vapor}$ = pressió de vapor a les condicions de treball [Kg/cm<sup>2</sup>]

$\rho$ = densitat del fluid a les condicions de treball [g/cm<sup>3</sup>]

NPSH= altura neta positiva [m]

10= factor de correcció d'unitats

S'ha de tenir en compte que la NPSH > 0. La variable principal que es disposa per aconseguir aquest objectiu, és la elevació física del recipient d'aspiració respecte la bomba, a més de minimitzar les pèrdues de càrrega especificant un diàmetre de tub generós.

El fabricant proporciona la NPSH requerida per al bon funcionament de la bomba. D'aquesta manera, NPSH disponible  $\geq$  NPSH requerida.

A continuació es mostra el càlcul de l'altura i la NPSH disponible de la bomba d'impulsió P-1. Els càlculs són exactament els mateixos per la resta de bombes d'impulsió del procés.

### P-1

Altura de la bomba:

$$H = \Delta P \cdot \frac{1}{\rho} \cdot 10$$

On:

Pressió aspiració=0,1 [kg/cm<sup>2</sup>]

Pressió impulsió=2,4 [Kg/cm<sup>2</sup>]

$\rho$  a 336K=0,98 [kg/cm<sup>3</sup>]

$$H = (2,4 - 0,1) * \frac{1}{0,98} * 10$$

$$H = 23,52 \text{m}$$

S'observa com la pressió d'impulsió és 2,4 bar quan solament interessa portar el fluid a pressió atmosfèrica i per tant la pressió d'impulsió hauria de ser 1 bar. La raó és que aquesta bomba ha d'impulsar un fluid que travessarà una vàlvula i a continuació un bescanviador. Per tant la pressió d'impulsió d'aquesta bomba ha de permetre superar aquesta pèrdua de càrrega fruit de la vàlvula i el bescanviador.

S'estima que la pèrdua de càrrega tant per la vàlvula com per el bescanviador és de 0,7 bars<sup>18</sup>.

Per tant la pressió d'impulsió= 1+0,7+0,7=2,4bars

A continuació, es calcula la NPSH disponible.

NPSH disponible:

$$\text{NPSH} = (P_{\text{asp}} - P_{\text{vapor}}) * \frac{1}{\rho} * 10$$

On:

Pressió aspiració=0,1 [kg/cm<sup>2</sup>]

Pressió vapor a 336K=0,00016 [kg/cm<sup>2</sup>]

$\rho$  a 336K=0,98 [kg/cm<sup>3</sup>]

$$\text{NPSH} = (0,1 - 0,00016) * \frac{1}{0,98} * 10$$

$$\text{NPSH disponible} = 1,021 \text{m}$$

Un cop analitzats els càlculs per la bomba P-1, les altures i les NPSH's disponibles per la resta de bombes, es mostren en la següent taula:

---

<sup>18</sup> Cabra Dueñas, Lucas Martínez, Ruiz Fernández, Ramos Marcos (2010). *Metodologías del diseño y gestión de proyectos para ingenieros químicos*

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 51: Altures bombes P-1 – P-6

Bombes	Càlcul altura bombes sortides tanc entremittjos					
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ] a 336K	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		ΔP [Kg/cm <sup>2</sup> ]	Altura [m]
	líquid	líquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
P-1	977,73	0,98	0,1000	2,40	2,30	23,52
P-2	1114,22	1,11	0,0650	2,40	2,34	20,96
P-3	1195,12	1,20	0,0100	2,40	2,39	20,00
P-4	1227,20	1,23	0,0027	2,40	2,40	19,53
P-5	1240,09	1,24	0,00125	2,40	2,40	19,34
P-6	1244,54	1,24	0,0010	2,40	2,40	19,28

Taula 52: Altura bomba P-9

Bomba	Càlcul altura bomba sortida reactor					
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ] a 493K	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		ΔP [Kg/cm <sup>2</sup> ]	Altura [m]
	líquid	líquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
P-9	1098,26	1,10	1,0000	2,40	1,40	12,75

En la Taula 52 s'observa com el tractament final funciona amb semi-continu, s'agafa com a fluid de referència el destil·lat M-5. A més, ara la densitat es calcula a 220°C; temperatura òptima de funcionament del reactor i la pressió d'aspiració ja no és pressió de buit sinó pressió de treball del reactor.

Taula 53: Altura bomba P-11

Bomba	Càlcul altura bomba gasos condensables sortida reactor					
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ] a 323K	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		ΔP [Kg/cm <sup>2</sup> ]	Altura [m]
	líquid	líquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
P-11	988,14	0,99	1,0000	1,70	0,70	7,08

Els gasos condensables fruits de la reacció, es consideren hidrocarburs lleugers. De manera que la densitat fa referència al destil·lat M-1 i està calculada a 50°C. Els gasos prèviament són condensats al bescanviador E-12 i a continuació són impulsats per la bomba P-11 fins el tanc final T-1F. Per tant, la pressió d'impulsió de la bomba, solament ha de superar la pèrdua de càrrega produïda per la vàlvula. Aquesta és la raó per la qual la pressió d'impulsió no és de 2,40 bars sinó de 1,70 bars.

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 54: Altura bomba P-7

Bomba	Càlcul altura bomba sortida residu mòdul 6					
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ] a 323K	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		ΔP [Kg/cm <sup>2</sup> ]	Altura [m]
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
P-7	1304,93	1,30	0,0010	1,70	1,70	<b>13,02</b>

El residu M-6 no necessita del tractament final per la qual cosa s'observa en la Taula 54 com la densitat està calculada a 50°C, temperatura elegida d'emmagatzematge d'aquest fluid. D'altra banda, s'observa com la pressió d'impulsió no és de 2,40 bars sinó de 1,70 bars. La causa és que, per gravetat, el fluid primer travessa un bescanviador i a continuació és impulsat per la bomba. L'elecció d'aquest disseny és degut a que la temperatura del fluid és massa elevada per poder utilitzar una bomba prèvia al bescanviador.

Taula 55: Altura bomba P-10

Bomba	Càlcul altura bomba sortida caldera oli tèrmic					
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ] a 643K	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		ΔP [Kg/cm <sup>2</sup> ]	Altura [m]
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
P-10	792,00	0,79	1,0000	1,70	0,70	<b>8,84</b>

Taula 56: Altura bomba P-8

Bomba	Càlcul altura bomba sortida tanc KOH50%					
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ] a 493K	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		ΔP [Kg/cm <sup>2</sup> ]	Altura [m]
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
P-8	960,00	0,96	1,0000	1,70	0,70	<b>7,29</b>

A continuació es mostra la NPSH disponible de les bombes d'impulsió del procés:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 57: NPSH disponibles bombes P-1 – P-6

Bombes	Càlcul NPSH disponible bombes sortides tanc entremitjos a 336K				
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ]	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		NPSH disponible
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió vapor	
P-1	977,73	0,98	0,1000	0,00016	<b>1,021</b>
P-2	1114,22	1,11	0,0650	0,00016	<b>0,582</b>
P-3	1195,12	1,20	0,0100	0,00016	<b>0,082</b>
P-4	1227,20	1,23	0,0027	0,00016	<b>0,021</b>
P-5	1240,09	1,24	0,00125	0,00016	<b>0,009</b>
P-6	1244,54	1,24	0,001	0,00016	<b>0,007</b>

Taula 58: NPSH disponible bomba P-9

Bomba	Càlcul NPSH disponible bomba sortida reactor a 493K				
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ]	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		NPSH disponible
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió vapor	
P-9	1098,26	1,10	1,0000	0,27000	<b>6,647</b>

En la Taula 58 es veu com ara la pressió de vapor no és de 0,00016Kg/cm<sup>2</sup> sinó de 0,27Kg/cm<sup>2</sup> ja que la temperatura en aquest equip és 220°C que li correspon una pressió de vapor de 0,27.

Taula 59: NPSH disponible bomba P-11

Càlcul NPSH disponible bomba gasos sortida reactor					
Bomba	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ]	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		NPSH disponible
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió vapor	
P-11	988,14	0,99	1	0,00006	<b>10,12</b>

En l'anterior taula, s'observa com la pressió de vapor a 50°C és de 0,00006 bars

Taula 60: NPSH disponible bomba P-7

Bomba	Càlcul NPSH disponible bomba sortida bescanviador residu M6 a 323K				
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ]	Densitat [g/cm <sup>3</sup> ]	Pressió [Kg/cm <sup>2</sup> ]		NPSH disponible
	plíquid	plíquid	Pressió aspiració	Pressió vapor	
P-7	1304,93	1,30	0,0010	0,00006	<b>0,007</b>



## PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

La NPSH disponible d'algunes de les bombes del procés, són molt baixes. Perquè es compleixi  $NPSH \text{ disponible} \geq NPSH \text{ requerida}$ , s'eleven els recipients d'aspiració respecte les bombes en qüestió.

A continuació, es mostra la els valors dels cabals d'aspiració, altures i NPSH de les bombes d'impulsió del procés:

Taula 61: Dades bombes d'impulsió

<b>Bombes d'impulsió</b>	<b>Cabal aspiració [m3/h]</b>	<b>Altures</b>	<b>NPSH disponibles</b>
P-1	8,33	23,52	1,02
P-2	8,33	20,96	0,58
P-3	8,33	20	0,08
P-4	8,33	19,53	0,02
P-5	8,33	19,34	0,01
P-6	8,33	19,28	0,01
P-7	0,32	13,02	0,01
P-9	15	12,75	6,65
P-11	0,18	7,08	10,12

Taula 62: Dades bombes d'impulsió

<b>Bombes d'impulsió</b>	<b>Cabal aspiració [m3/h]</b>	<b>Altures</b>
P-8	6,66	7,29
P-10	18,95	8,84

### 4.3 Recipients

#### 4.3.1 Recipients emmagatzematge

##### 4.3.1.1 Tancs finals d'emmagatzematge

Càlcul del tanc T-1F que conté hidrocarburs lleugers. Els càlculs són els mateixos per la resta de tancs.

##### T-1F

Cabal (Q)=0,30m<sup>3</sup>/h

Volum del tanc al cap de 24h=7,15m<sup>3</sup>

Es segueix la relació  $\frac{H}{\phi} \leq 1$  per la qual cosa es suposa:

Radi (r)=5m

Altura (H)=10m

Equació del volum d'un tanc:

$$V_{tanc} = \pi r^2 H$$

Aleshores el volum del tanc 1=785,38m<sup>3</sup>

Per conèixer el temps que necessita el tanc per arribar a la seva capacitat màxima es fa:

$$\frac{Volum\ del\ tanc}{Volum\ del\ tanc\ al\ cap\ de\ 24h}$$

En el cas que ens ocupa, aquest temps són 110 dies, la qual cosa, permet donar per bones les dimensions del tanc.

Un cop realitzat el càlcul per al dimensionament del tanc T-1F, les dimensions de la resta de tancs es mostren en la taula següent:

Taula 63: Volum tancs finals

Càlcul volum tancs finals							
Tancs	Cabal entrada [m <sup>3</sup> /h]	Volum del tanc el cap de 24h [m <sup>3</sup> ]	Radi del tanc [m]	Altura del tanc [m]	Volum del tanc final [m <sup>3</sup> ]	Temps màxim abans de buidar	
T-1F	0,30	7,15	5	10	785,38	109,87	110dies
T-2F	1,14	27,47	10	20	6283,03	228,73	229dies
T-3F	4,12	98,84	15	30	21205,23	214,54	215dies
T-4F	0,23	5,47	5	10	785,38	143,55	144dies
T-5F	0,06	1,46	3	6	169,64	116,47	117dies
T-6F	0,03	0,66	3	6	169,64	256,05	257dies
T-7F	0,32	7,68	5	10	785,38	102,3	103dies

Taula 64: Volum tanc inicial oli usat

Càlcul volum tanc emmagatzematge oli usat							
Tanc	cabal [m <sup>3</sup> /h]	Volum del tanc el cap de 24h [m <sup>3</sup> ]	Radi del tanc [m]	Altura del tanc [m]	Volum del tanc final [m <sup>3</sup> ]	Temps màxim abans d'emplenar	
T-I	6,65	159,62	15	30	21205,23	132,85	133 dies

A continuació es mostra el volum del tanc que conté la solució de KOH50%

Taula 65: Volum tanc KOH50%

Càlcul volum tanc KOH							
Tanc	cabal [m <sup>3</sup> /h]	Volum del tanc el cap de 24h [m <sup>3</sup> ]	Radi del tanc [m]	Altura del tanc [m]	Volum del tanc final [m <sup>3</sup> ]	Temps màxim abans de buidar	
T-9	6,66	159,84	3	6	169,64	1,06	1 dia

En l'anterior taula, es veu que el cabal necessari de KOH 50% per dur a terme el tractament final. Aleshores s'ha dimensionat aquest tanc tenint en compte que és un tanc que es trobarà dins la planta del procés, concretament junt al reactor i, per tant, les seves dimensions no poden ser molt grans. Per aquest motiu s'ha dimensionat de tal forma que

cada dia s'hagi d'emplenar al tanc. D'aquesta manera les dimensions no són excessives i permet certa flexibilitat de treball dels operaris.

#### 4.3.1.2 Tancs entremitjos

Per al càlcul dels tancs entremitjos, s'utilitza la informació següent:

- El volum del reactor=5m<sup>3</sup> treballa al 50% de la seva capacitat
- El temps necessari perquè es doni la reacció=40min
- El ratio de KOH50% respecte el destil·lat=0,8

Dit això, s'ha buscat que el temps que dura el tractament final per un lot sigui d'una hora. Així que s'ha imposat que el temps de càrrega i descàrrega no superi els 20 minuts.

Per aconseguir aquest objectiu, es necessita conèixer quin ha de ser el cabal d'entrada. Per fer-ho, es segueix la següent equació:

$$TCR = V_{reactor} \cdot Inversa Q_{entrada}$$

On:

TCR= temps de càrrega del reactor [min]

V<sub>reactor</sub>= volum reactor [m<sup>3</sup>]

Q<sub>entrada</sub>=cabal d'entrada al reactor [m<sup>3</sup>/min]

O sigui:

$$10 = 2,5 \frac{60}{m^3}$$

m<sup>3</sup>=15

Per tant es necessita un cabal d'entrada de 15m<sup>3</sup>

Tenint en compte això, es sap:

Cabal entrada= Cabal destil·lat+ Cabal KOH50%

On Cabal KOH50%=0,8·Cabal de destil·lat (ratio=0,8)

De tal forma que:

$$15=Q+Q \cdot 0,8$$

On Q=8,33m<sup>3</sup>/h de destil·lat

Per tant el cabal de KOH50%=6,66m<sup>3</sup>/h

A continuació es mostra la taula on apareix la durada de cada un dels tancs entremitjos:

Taula 66: Durada del tractament final

Tancs	cabal de treball sortida tanc [m <sup>3</sup> /h]	Cabal de KOH50% [m <sup>3</sup> /h]	Cabal total entrada reactor [m <sup>3</sup> /h]	Volum del reactor 50% Capacitat [m <sup>3</sup> ]	Temps de càrrega reactor [min]	Temps de residència del reactor [min]	Cabal total sortida reactor [m <sup>3</sup> /h]	Temps de descàrrega reactor [min]	Temps total per càrrega [min]
T-1	8,33	6,66	15,0	2,5	10	40	15	10	60
T-2	8,33	6,66	15,0	2,5	10	40	15	10	60
T-3	8,33	6,66	15,0	2,5	10	40	15	10	60
T-4	8,33	6,66	15,0	2,5	10	40	15	10	60
T-5	8,33	6,66	15,0	2,5	10	40	15	10	60
T-6	8,33	6,66	15,0	2,5	10	40	15	10	60

Com que el reactor treballa al 50% de capacitat, el seu volum són 2,5m<sup>3</sup>

Per tant, per poder conèixer el volum dels tancs entremitjos, es necessita conèixer els m<sup>3</sup> que es tenen de destil·lat en cada càrrega del reactor. Per tant:

$$2,5=X+X+0,8$$

$$X=1,4\text{m}^3 \text{ de destil·lat dins el reactor}$$

Així que el volum dels tancs entremitjos serà de 3m<sup>3</sup> ja que es faran treballar aproximadament al 50% per no tenir problemes a l'hora de bombejar el fluid.

Però això no és tot; el control del tractament final funciona de tal manera que un sensor de nivell analitza de forma seqüencial si hi ha 1,4m<sup>3</sup> de destil·lat en el tanc. Si hi són, automàticament obra la vàlvula i deixa que el destil·lat d'aquell tanc en concret vagi cap al reactor mentre que la resta de vàlvules dels altres tancs, romanen tancades. El procés funciona en semi-continu. Si el sensor detecta que no hi ha 1,4 m<sup>3</sup> en el tanc, automàticament el control analitza el següent tanc i així successivament.

Com que hi ha 6 tancs, pot passar que tots ells tinguin els m<sup>3</sup> necessaris per poder fer el tractament final. Així que el tanc en qüestió s'ha d'esperar a que acabin la resta dels 5 tancs abans que es dugui a terme el tractament final del destil·lat que conté a dins seu.

Per tant es necessita sobredimensionar els tancs de manera que es consideri els m<sup>3</sup> que van entrant a cada tanc mentre es dur a terme el tractament final ja que, s'ha de recordar que la part del procés anterior al tractament final, funciona en continu.

A continuació es mostra el cabal d'entrada als tancs entremitjos:

Taula 67: Cabals entrada tancs entremitjos

Tancs entremitjos	cabal entrada tanc [m <sup>3</sup> /h]
T-1	0,17
T-2	0,64
T-3	2,29
T-4	0,13
T-5	0,03
T-6	0,02

Com que el tractament final dura una hora per lot, en la Taula 67 es veu els m<sup>3</sup> que entren a cada tanc per 1 càrrega al reactor.

Per els tancs T-1, T-2, T-4, T-5 i T-6, el volum és:

$$V = 3 + Cabal entrada tanc \cdot 5$$

Com que s'extreuen 1,4m<sup>3</sup> en cada càrrega al reactor i el procés dura 1h, els m<sup>3</sup> que entren al tanc són molt menys que els m<sup>3</sup> que surten del tanc. Aquest és el motiu per al qual es sobredimensiona cada tanc per 5 càrregues i no 6, ja que la 6è càrrega correspon ja al tanc en qüestió.

Ara bé, això no passa per el tanc T-3, per la qual cosa el seu volum serà:

$$V = 3 + Cabal entrada tanc \cdot 5 + (2,29 - 1,4)$$

Conegut el volum dels tancs, es calcula la dimensió dels equips seguint la relació  $\frac{H}{\phi} \leq 1$

A continuació s'exposa les dimensions dels sis tancs entremitjos:

Taula 68: Dimensions tancs entremitjos

Càlcul dimensions tancs entremitjos					
Tancs entremitjos	Volum per càrrega [m <sup>3</sup> ]	Volum tancs entremitjos [m <sup>3</sup> ]	Volum tancs entremitjos [m <sup>3</sup> ]	Altuera del tanc [m]	Radi del tanc [m]
T-1	0,17	3,83	4	1,72	0,86
T-2	0,64	6,18	6,5	2	1,00
T-3	2,29	15,33	15,5	2,7	1,35
T-4	0,13	3,63	4	1,72	0,86
T-5	0,03	3,17	3,5	1,64	0,82
T-6	0,02	3,08	3,5	1,64	0,82

#### 4.3.2 Recipients de procés

A continuació es calcularà el diàmetre, l'altura i l'espessor del baló de separació M-1. Val a dir, que els càlculs són extrapolables a la resta de balons.

Càlcul diàmetre:

Prèviament s'ha de calcular la velocitat límit mitjançant la següent equació:

$$V_{lim} = 0,047 \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

On:

C=1 Si el recipient és vertical, que és el nostre cas

$\rho_l$  = densitat del líquid [kg/m<sup>3</sup>]

$\rho_g$  = densitat del gas [kg/m<sup>3</sup>]

$V_{lim}$  = velocitat límit [m/s]

El baló 1 opera amb una temperatura de 590°C

Aleshores la densitat del gas que ascendeix per el baló 1 és:

$$\rho_l = 741,68 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\rho_g = 2,58 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

Conegudes les densitats, el valor de velocitat límit és de 0,80m/s

Si apliquem el factor de seguretat de 0,7, la velocitat lineal =  $V_{lim} \cdot 0,7$

Aleshores la velocitat lineal és de 0,56m/s

El cabal del gas ascendent=0,067Kg/s

Aleshores el cabal expressat en [m<sup>3</sup>/s]= 0,067/2,58

Q=0,03m<sup>3</sup>/s

Un cop coneguda la velocitat límit i el cabal, es pot calcular l'àrea del recipient. L'equació que ho relaciona es mostra a continuació:

$$V_{lim} = \frac{Q}{S}$$

On:

S= superfície [m<sup>2</sup>]

Per el cas que ens ocupa, l'àrea=0,05m<sup>2</sup>

Finalment l'àrea d'un cos cilíndric té la següent expressió:

$$S = \frac{\pi \cdot \theta^2}{4}$$

On:

Ø=diàmetre [m]

Així doncs, el diàmetre del baló de separació M-1= 0,24m

A continuació, es calcularà l'altura del recipient

S'observa que perquè la relació  $\frac{H}{\phi} \cong 3$  es necessita sobredimensionar el diàmetre ja que sinó l'altura és massa gran i no es compleix la relació.

Així que es decideix sobredimensionar el diàmetre a 1m.

Dit això, a continuació es mostra el cabal del líquid que entre al mòdul 1 i la densitat d'aquest a 590K

Qlíquid=1,67 Kg/s

ρl=944,29Kg/m<sup>3</sup>

Finalment el cabal=0,106 [m<sup>3</sup>/min]

A continuació es calculen les altures seguint els següents criteris:

- Volum entre N<sub>B</sub>-N<sub>mín.</sub>=0,53m<sup>3</sup>
- Volum entre N<sub>A</sub>-N<sub>màx.</sub>=0,53m<sup>3</sup>
- Volum entre N<sub>A</sub>- N<sub>B</sub>=1,06m<sup>3</sup>



Amb  $\varnothing=1$  es calcula la nova àrea= $0,79\text{m}^2$

I finalment es calculen les tres altures amb les equacions següents:

$$H1 = \frac{\text{Volum (NB-Nmín.)}}{S} \quad H1=0,67\text{m}$$

$$H1 = \frac{\text{Volum (NA-Nmàx.)}}{S} \quad H2=0,67\text{m}$$

$$H1 = \frac{\text{Volum (NA- NB)}}{S} \quad H3=1,35\text{m}$$

Aleshores  $\sum H=2,70\text{m}$

Ara bé, aquesta no és l'altura total del recipient. S'han de sumar les tres altures exposades en la *Figura 13*

Aleshores l'altura total és= $2,70+0,5+0,45+0,15=3,8\text{m}$

Es veu com la relació  $\frac{H}{\varnothing} \cong 3$ . Per tant, es dona per bo el dimensionament del baló de separació M-1 .

A continuació es determina quin ha de ser l'espessor de l'equip. Aquesta determinació es fa gràficament<sup>19</sup>

Per fer-ho, es necessita conèixer el diàmetre i la longitud, que ja són valors coneguts i, finalment, l'espessor estimat. El valor d'aquest s'estima a partir de la *Taula 47*.

Així doncs, els valors són els següents:

$$\varnothing=1\text{m}$$

$$L=3,8\text{m}$$

$$\text{Espessor (t)}=5\text{mm}$$

Es calculen les relacions:

$$\frac{L}{\varnothing} = 3,8$$

$$\frac{\varnothing}{t}=200$$

Amb aquestes relacions, gràficament es calcula el coeficient  $Kc=7$

---

<sup>19</sup> R. K. Sinnott; Chemical Engineering, Volume 6

També es necessita conèixer el mòdul d'elasticitat del material. En aquest cas s'ha triat l'acer al carboni AISI 1080 que té un mòdul d'elasticitat  $(E)=2 \cdot 10^{11}$

Finalment, el valor de la pressió es calcula amb la fórmula següent:

$$P = K_c \cdot E \cdot \left(\frac{t}{\varnothing}\right)^3$$

On:

P= pressió màxima de treball [N/m<sup>2</sup>]

K<sub>c</sub>= coeficient gràfic

E= mòdul d'elasticitat

t= espessor

∅= diàmetre

En el cas del baló 1, la pressió =175000 N/m<sup>2</sup>=1,75bars

La pressió necessària del recipient=P<sub>externa</sub> - P<sub>buit</sub>

P<sub>externa</sub>=1bar

P<sub>buit</sub>=0,1bars

Aleshores pressió necessària= 0,9 bars

Com que P<sub>màx treball</sub>>P<sub>necessària</sub>, l'espessor estimat és correcta i, per tant, es finalitza el dimensionament del baló de separació M-1.

Un cop realitzats el càlcul per el dimensionament del baló de separació M-1, les dimensions de la resta de balons, es mostren en les següents taules:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 69: Diàmetre balons de separació

Càlcul diàmetre balons de separació									
Balons	Gas ascendent						Superfície [m <sup>2</sup> ]	Diàmetre [m]	Diàmetre sobredimensionat [m]
	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ]		velocitat [m/s]		cabal [Kg/s]	cabal [m <sup>3</sup> /s]			
	ρlíquid	ρgas	vlímit	vlineal	Q	Q	S	φ	φ
M-1	741,68	2,58	0,80	0,56	0,067	0,03	0,05	0,24	<b>1</b>
M-2	851,64	2,34	0,90	0,63	0,290	0,12	0,20	0,50	<b>1</b>
M-3	932,57	0,46	2,12	1,48	1,110	2,41	1,63	1,44	<b>1,5</b>
M-4	966,36	0,14	3,90	2,73	0,060	0,43	0,16	0,45	<b>0,75</b>
M-5	980,37	0,07	5,56	3,89	0,017	0,24	0,06	0,28	<b>0,5</b>
M-6	974,64	0,06	5,99	4,19	0,007	0,12	0,03	0,19	<b>0,5</b>

A continuació, s'exposen les altures dels sis balons de separació:

Taula 70: Altura balons de separació

Càlcul altura total balons de separació													
Balons	cabal líquid [Kg/s]	Densitat [kg/m <sup>3</sup> ]	Cabal [m <sup>3</sup> /min]	Volum [m <sup>3</sup> ]			Diàmetre [m]	Superfície [m <sup>2</sup> ]	Altures			Mides fixes balons [m]	Altura total [m]
	Q	ρlíquid	Q	1(NB-Nmín.)	2(NA-Nmàx.)	3(NA-NB)	φ	S	H1	H2	H3		
M-1	1,667	944,29	0,106	0,53	0,53	1,06	1,00	0,79	0,67	0,67	1,35	1,10	<b>3,80</b>
M-2	1,600	929,26	0,103	0,52	0,52	1,03	1,00	0,79	0,66	0,66	1,32	1,10	<b>3,73</b>
M-3	1,312	944,47	0,083	0,42	0,42	0,83	1,50	1,77	0,24	0,24	0,47	1,10	<b>2,04</b>
M-4	0,203	1013,77	0,012	0,06	0,06	0,12	0,75	0,44	0,14	0,14	0,27	1,10	<b>1,64</b>
M-5	0,141	1038,52	0,008	0,04	0,04	0,08	0,50	0,20	0,21	0,21	0,41	1,10	<b>1,93</b>
M-6	0,124	1037,36	0,007	0,04	0,04	0,07	0,50	0,20	0,18	0,18	0,37	1,10	<b>1,83</b>

Es compleix la relació  $\frac{H}{\phi} \cong 3$  la qual cosa és indicativa que els balons de separació estan ben dimensionats.

Finalment s'analitza quins espessors han de tenir la resta de balons.

Taula 71: Espessors balons de separació

Càlcul espessors balons de separació											
Mòduls	Diàmetre [m]	Espessor estimat	Longitud	Relacions		Coeficients		Pressions			Espessor (t)
	$\phi$	t [m]	L	L/ $\phi$	$\phi/t$	Kc	E(N/m <sup>2</sup> )	obtinguda ( N/m <sup>2</sup> )	obtinguda (bars)	necessària (bars)	[mm]
M-1	1	5,00E-03	3,80	3,8	200	7	2E+11	175000	1,7500	0,9	5,00
M-2	1	5,00E-03	3,73	3,7	200	7	2E+11	175000	1,7500	0,935	5,00
M-3	1,5	7,00E-03	2,04	1,4	214	35	2E+11	711407,4074	7,1141	0,99	7,00
M-4	0,75	5,00E-03	1,64	2,2	150	17	2E+11	1007407,407	10,0741	0,9973	5,00
M-5	0,5	5,00E-03	1,93	3,9	100,0	6	2E+11	1200000,0000	12,0000	0,99875	5,00
M-6	0,5	5,00E-03	1,83	3,7	100,0	7,5	2E+11	1500000	15	0,999	5,00

Si s'observa la Taula 71 es veu com els espessors estimats són suficients per satisfer que no hi hagi cap problema pel fet que els balons treballen a pressió. Ja que tal i com s'ha comentat anteriorment, pressió màxima de treball > pressió necessària.

Analitzat aquest últim aspecte, es dona per tancat el dimensionament dels recipients de procés; els balons de separació.

### 4.3.3 Reactor

A continuació es calcularan les dimensions del reactor seguint les següents premisses:

- Volum= 5m<sup>3</sup>
- Relació H/∅=1,2

Aplicant la següent equació:

$$V = H * \pi * r^2$$

Tenim:

$$5 = 1,2\emptyset * \pi * \left(\frac{\emptyset}{2}\right)^2$$

On:

V= volum [m<sup>3</sup>]

H= altura [m]

r= radi [m]

A continuació es mostra la taula de les dimensions del reactor:

Taula 72: Dimensions del reactor

Càlcul dimensions del reactor			
Volum del reactor [m <sup>3</sup> ]	Diàmetre del reactor [m]	Altura del reactor [m]	radi del reactor [m]
5	1,74	2,09	0,87

### 4.3.4 Decantador

Les condicions que es segueixen per el dimensionament del decantador són:

- Cabal sortida reactor=15m<sup>3</sup>/h
- Durada del tractament final=1h
- Tractament final funciona en semi-continu; per càrregues

Dit això, el volum del decantador s'estima de 20m<sup>3</sup>

## 5 ESTUDI MÀSSIC I ENERGÈTIC DEL PROCÉS

En l'observació de la *Taula 43*, es veu com per un banda es necessita escalfar l'alimentació d'entrada fins 590K. L'alimentació d'entrada de l'oli usat es troba a 298K. La qual cosa es necessita un aportació de calor per el corrent d'entrada el procés. A més, també s'observa que caldrà una aportació de calor per el residu M-1 que s'haurà d'escalfar de 590K a 611K i finalment un aportació de calor per el residu M-5 que s'haurà d'escalfar de 611K a 622K.

Així doncs, es necessita conèixer la quantitat de calor que s'ha d'aportar el procés. Per fer-ho, prèviament s'ha de definir la base de càlcul. La base de càlcul que es tria, són 6Tm/h equivalent a 1,667Kg/s d'alimentació. Doncs bé, tenint en compte la quantitat d'alimentació expressada en [Kg/s] i la fracció vaporitzada per a cada mòdul, el balanç de matèria en cada un dels sis mòduls és el següent:

*Taula 73: Balanç de matèria del procés*

<b>B.C= 1segon</b>		<b>Quantitat corrents [Kg]</b>	
<b>Alimentació=1,667Kg</b>			
<b>Mòduls</b>	<b>Fracció vaporitzada (v)</b>	<b>Destil·lat</b>	<b>Residu</b>
M-1	0,040	0,067	1,6
M-2	0,180	0,288	1,312
M-3	0,845	1,109	0,203
M-4	0,305	0,062	0,141
M-5	0,120	0,017	0,124
M-6	0,060	0,007	0,117

Bé, un cop exposat el balanç de matèria, es disposa a entrar a la pròpia optimització energètica del procés. El concepte es basa en aprofitar, en la mesura del possible, els corrents calents, que posteriorment s'han de refredar, per escalfar els corrents que necessitin una aportació energètica. El fet de refredar els corrents calents, és degut a que la temperatura d'aquests corrents està limitada per la temperatura màxima de treball de les bombes de buit . Per tant, a continuació es calcula el requeriment de calor que necessiten els corrents freds del procés.

A continuació es mostra com queda el balanç energètic per els corrents freds:

Taula 74: Balanç energètic corrents que necessiten aportació d'energia

<b>Unitats:</b>	<b>BALANÇ ENERGÈTIC CORRENTS QUE NECESSITEN APORTACIÓ D'ENERGIA</b>				
m [ Kg/s] T [ K] Cp [ kJ/(kg k)] Hs [ kJ/kg] hs [ kJ/kg] Q [kJ]					
	m	Cp (mitjana)	Tf1	Tf2	Q
<b>Corrent alimentació</b>	1,67	2,4	298	590	<b>1171,34</b>
<b>Corrent sortida residu M-1</b>	1,6	3,1	590	611	<b>100,44</b>
<b>Corrent sortida residu M-5</b>	0,124	3,18	611	622	<b>4,30</b>

Atenció: Els valors de les Cp es troben a la temperatura mitjana entre les dues temperatures (Tf1 i Tf2)

En l'anterior taula, s'observa com el corrent d'alimentació és el que necessita d'un cost energètic més elevat ja que s'ha d'escalfar un corrent de 1,67Kg/s des de 298K a 590K. Per tant s'ha d'intentar optimitzar el màxim aquest corrent amb l'aportació de la calor dels corrents dels destil·lat calents.

El fet d'aprofitar els corrents de destil·lat com a fluid calent en els bescanviadors, implica que el bescanviador es comporta com un condensador. A efectes de càlcul el flux de destil·lat arriba al condensador com a vapor saturat, a dins cedeix calor i surt com a líquid saturat.

Per tant per fer el balanç de calor, es necessita trobar l'entalpia del líquid saturat. Aquesta entalpia es troba a la temperatura de líquid saturat o dit d'una altre manera a la temperatura de bombolla.

Com s'entén el sistema com ideal, la part vaporitzada del mòdul està en les condicions de saturació. Per tant no és necessari buscar la temperatura de vapor saturat o dit d'una altre forma, la temperatura de rosada, ja que aquesta temperatura és la temperatura de treball del mòdul.

A continuació, es mostren les temperatures de bombolla i rosada en cada baló de separació:



Taula 75: Temperatures de bombolla i rosada dels destil·lats

Destil·lats	Tºbombolla[K]	Tºrosada[K]
M-1	481	590
M-2	516	611
M-3	543	611
M-4	546	611
M-5	548	611
M-6	553	622

Així doncs, per calcular l'entalpia de vapor saturat, es fa servir la temperatura de treball del mòdul en concret.

Ara bé, perquè no hi hagi un problema de coherència entre l'expressió de l'entalpia del líquid i la del gas ideal, es segueix el següent criteri:

Si la temperatura reduïda ( $Tr$ ) és superior a 0,8 es calcula l'entalpia líquida a partir del gas ideal. Mentre que si  $Tr < 0,8$ , es calcula l'entalpia del gas ideal a partir de l'entalpia del líquid.

Així doncs, a continuació es calcula la temperatura reduïda en cada un dels mòduls del procés

La temperatura reduïda es calcula com  $Tr = \frac{T}{T_c}$

On:

T= Temperatura de càlcul [K]

Tc= Temperatura crítica [K]

Finalment, el valor de la temperatura reduïda es mostra en la següent taula:

Taula 76: Valors de la temperatura reduïda a cada un dels mòduls

Mòduls	Temperatura (K)	Temperatura reduïda (K)				
		Tr1	Tr2	Tr3	Tr4	Tr5
M-1	590,4	<b>0,82</b>	0,75	0,68	0,63	0,55
M-2	611	<b>0,85</b>	0,77	0,70	0,65	0,57
M-3	611	<b>0,85</b>	0,77	0,70	0,65	0,57
M-4	611	<b>0,85</b>	0,77	0,70	0,65	0,57
M-5	611	<b>0,85</b>	0,77	0,70	0,65	0,57
M-6	622	<b>0,86</b>	0,79	0,71	0,66	0,58

Es pot observar en la Taula 76 que solament la temperatura reduïda de la primera fracció és superior a 0,8. Per tant com que a part de la temperatura reduïda de la primera fracció la

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

resta de temperatures reduïdes són inferiors a 0,8, el criteri a seguir és que si  $Tr < 0,8$  es calcula l'entalpia del gas com a entalpia del líquid. Així doncs l'entalpia del gas es calcula com entalpia del líquid

A continuació, s'explica com es troba el valor de la calor específica i l'entalpia.

Per fer-ho, es parteix de les següents dades:

Taula 77: Paràmetres de les cinc fraccions

FRACCIONS	Fracció molar	SG Barrejes	S	Tb(°C)	Kw	P.M(kg/Kmol)	Fracció en pes
FRACCIÓ-1	0,04	0,83	0,83	272,07	11,03	208,18	0,02
FRACCIÓ-2	0,06	0,86	0,86	351,36	11,20	294,30	0,04
FRACCIÓ-3	0,53	0,91	0,91	448,39	11,31	428,20	0,49
FRACCIÓ-4	0,30	0,93	0,93	526,44	11,46	539,29	0,34
FRACCIÓ-5	0,07	0,99	0,99	696,62	11,65	802,28	0,12

A partir dels paràmetres anteriors, s'apliquen les següents equacions:

Calor específica:

- $C_{pl} = C'_{pl}(0,35 + 0,055 * Kw)$
- $C_{plm} = \sum(X_{wi} * C_{pli})$

Entalpia:

- $H = H'(0,35 + 0,055 * kw)$
- $H_{lm} = \sum(X_{wi} * H_{li})$

On:

$C'_{pl}$  = valor de  $C_p$  obtingut gràficament amb  $Kw = 11,8$  [kJ/Kg k]

$H'$  = valor d' $H$  obtingut gràficament amb  $Kw = 11,8$  [kJ/kg]

$X_w$  = fracció en pes

$C_{plm}$  = calor específic de la mescla [kJ/Kg k]

$H_m$  = entalpia de la mescla [kJ/kg]

Els valors d'aquests dos paràmetres, són els següents:

PLANTA DE REGENERACIÓ D'OLIS MINERALS USATS

Taula 78: Valors de l'entalpia a diferents temperatures

Temperatura[K]	Entalpia específica (kJ/kg)										
	H'1	H'2	H'3	H'4	H'5	H1	H2	H3	H4	H5	Hlm
590	1125	1075	1075	1075	950	1076	1038	1045	1054	941	<b>1036</b>
611	1175	1125	1125	1125	1000	1124	1087	1093	1103	991	<b>1085</b>
611	1175	1125	1125	1125	1000	1124	1087	1093	1103	991	<b>1085</b>
611	1175	1125	1125	1125	1000	1124	1087	1093	1103	991	<b>1085</b>
611	1175	1125	1125	1125	1000	1124	1087	1093	1103	991	<b>1085</b>
622	1200	1150	1150	1150	1025	1148	1111	1118	1127	1016	<b>1109</b>

Taula 79: Valors de la calor específica a diferents temperatures

Temperatura[K]	Calor específic [kJ/(kg K)]										
	C'pl1	C'pl2	C'pl3	C'pl4	C'pl5	Cpl1	Cpl2	Cpl3	Cpl4	Cpl5	Cplm
515,58	3,0	2,8	2,8	2,8	2,7	2,9	2,7	2,7	2,7	2,6	2,7
543,14	3,1	2,9	2,9	2,9	2,8	3,0	2,8	2,8	2,8	2,7	2,8
545,76	3,1	2,9	2,9	2,9	2,8	3,0	2,8	2,8	2,8	2,7	2,8
548,26	3,1	2,9	2,9	2,9	2,8	3,0	2,8	2,8	2,8	2,7	2,8
553,1	3,1	2,9	2,9	2,9	2,8	3,0	2,8	2,8	2,9	2,7	2,8
590,4	3,3	3,2	3,2	3,2	2,9	3,1	3,0	3,1	3,1	2,9	3,0
600,17	3,3	3,2	3,2	3,2	3,0	3,2	3,1	3,1	3,1	2,9	3,1
610,16	3,4	3,3	3,3	3,3	3,0	3,2	3,1	3,2	3,2	3,0	3,1
620,24	3,4	3,3	3,3	3,3	3,1	3,3	3,2	3,2	3,2	3,0	3,2
622,57	3,4	3,3	3,3	3,3	3,1	3,3	3,2	3,2	3,2	3,0	3,2
293,15	2,0	1,8	1,8	1,8	1,7	1,9	1,7	1,7	1,8	1,7	1,7
612,48	3,4	3,3	3,3	3,3	3,0	3,2	3,1	3,2	3,2	3,0	3,2
616,6	3,4	3,3	3,3	3,3	3,0	3,2	3,2	3,2	3,2	3,0	3,2
306,11	2,1	1,9	1,9	1,9	1,8	2,0	1,8	1,8	1,9	1,7	1,8
442,55	2,8	2,5	2,5	2,5	2,3	2,6	2,4	2,4	2,5	2,2	2,4
456,37	2,8	2,6	2,6	2,6	2,3	2,7	2,5	2,5	2,5	2,3	2,5
457,89	2,8	2,6	2,6	2,6	2,3	2,7	2,5	2,5	2,5	2,3	2,5
400	2,5	2,3	2,3	2,3	2,1	2,4	2,2	2,2	2,3	2,1	2,2
418	2,6	2,4	2,4	2,4	2,2	2,5	2,3	2,3	2,4	2,2	2,3
473	2,8	2,6	2,6	2,6	2,5	2,7	2,5	2,5	2,5	2,4	2,5
345	2,3	2,1	2,1	2,1	1,9	2,2	2,0	2,0	2,1	1,9	2,0
356	2,3	2,1	2,1	2,1	1,9	2,2	2,0	2,1	2,1	1,9	2,0
375	2,4	2,2	2,2	2,2	2,0	2,3	2,1	2,1	2,1	1,9	2,1

Coneguts aquests dos paràmetres, es vol estudiar quina és la calor aportada per els destil·lats dels diferents mòduls quan passen de vapors saturats a líquids saturats o sigui, la calor de condensació quan es produeix el canvi de fase.

Aquesta calor de condensació per els diferents corrents de destil·lat, es veu reflectida en la següent taula:

Taula 80: Calor de condensació per cada destil·lat del procés

Destil·lats	m	Tc	Tl	Cpl	Hs	hs	$\lambda$	Q (calor de condensació)
Destil·lat M-1	0,07	590	480,9	2,6	1036	542,7	493,3	34,5
Destil·lat M-2	0,29	611	515,6	2,7	1084,8	654,6	430,28	124,8
Destil·lat M-3	1,11	611	543,1	2,8	1084,8	756	328,9	365
Destil·lat M-4	0,06	611	545,8	2,8	1084,8	763,3	321,5	19,3
Destil·lat M-5	0,017	611	548,3	2,8	1084,8	770,3	314,5	5,4
Destil·lat M-6	0,007	622	553,1	2,8	1109,2	783,9	325,3	2,3

Les unitats dels paràmetres d'aquesta taula són exactament les unitats de la *Taula 74*.

Cal recordar que la calor de condensació no és la calor màxima que et pot aportar el corrent de destil·lat sinó solament la calor del canvi de fase. Un cop es troba com a líquid saturat, pot continuar aportant calor però aquesta calor dependrà de la temperatura final a la que es vulgui portar el corrent i per tant es necessiten balanços d'energia per calcular-la. Aquest és el motiu per el qual en la *Taula 80* no apareix el corrent del residu del mòdul 6, l'únic corrent de residu que podria ser aprofitat, ja que aquest corrent es troba la temperatura de líquid saturat i per tant solament amb balanços d'energia es podria saber la calor que pot aportar.

Un cop dit això, s'observen varies coses. La primera que cada corrent aporta certs kJ que podrien ser aprofitats. La segona, i més important, és que es tenen uns cabals de destil·lat (corrents calents) molt petits respecte els cabals dels corrents a escalfar. No s'ha d'oblidar que el que s'està buscant és la millor disposició de la xarxa de bescanviadors del procés, però a continuació s'han de calcular les dimensions de cada bescanviador. Per tant perquè les àrees de bescanvi siguin coherents, es necessita que els cabals dels dos corrents que es posin en contacte siguin semblants.

Així doncs, solament el corrent de destil·lat del mòdul 3 podria ser aprofitat. A més, el que ens interessa, és poder disminuir el cost energètic del corrent d'alimentació.

Després de calcular el balanç energètic, s'observa que és impossible solament amb el destil·lat del mòdul 3 aconseguir la temperatura necessària en el bescanviador 1 ja que  $T_{c2}=195K$  quan  $T_{c2} \geq (298+10)K$ .

El balanç energètic es mostra en l'annex 4.1.1

Per tant es proposa un disseny que contempli les següents premisses:

- Hi ha d'haver certa semblança amb el flux màssic tant del corrent calent com del corrent fred
- El disseny ha de permetre assolir la temperatura desitjada
- S'ha de mantenir el salt tèrmic en el bescanviador.
- Es buscarà aprofitar el màxim els corrents que siguin possibles
- Es buscarà optimitzar el màxim l'aportació d'energia que necessita el corrent d'alimentació.

Així doncs, i després de veure que solament amb el corrent de destil·lat M-3 no és possible aconseguir la temperatura desitjada al bescanviador E-1 i seguint les premisses anteriorment comentades, al disseny que es proposa és el següent:

Fer un "Split" ;separació de flux màssic prèvia. D'aquesta manera s'aconsegueix aprofitar més d'un corrent de destil·lat per aconseguir la temperatura òptima a l'entrada del mòdul 1 sense necessitat d'un cost energètic extra.

Els corrents de destil·lat elegits en aquest "Split" són el corrent de destil·lat M-2 i M-3, principalment perquè són els dos corrents que tenen més cabal i els dos que compleixen la premissa del salt tèrmic en el bescanviador.

A continuació, es detalla com queda la nova configuració dels dos primers intercanviadors de calor amb les conseqüents premisses algunes d'elles ja comentades anteriorment:

- Hi ha d'haver certa semblança amb el flux màssic tant del corrent calent com del corrent fred
- El disseny ha de permetre assolir la temperatura desitjada
- S'ha de mantenir el salt tèrmic en el bescanviador.
- S'imposa que la temperatura de sortida del fluid calent com a mínim estigui entre 5-10°C per sobre de la temperatura d'entrada del fluid fred
- Es buscarà aprofitar el màxim els corrents que siguin possibles
- El producte calent en el bescanviadors NO pot tenir una temperatura de sortida superior als 65°C. Es recorda que aquests dos corrents es troben sotmesos als circuits de buit. Així que s'assegura aquesta premissa fixant que la temperatura de sortida dels fluids calents sigui de 336K=63°C.

Doncs bé, s'observa que solament amb l'aportació dels corrents de destil·lat M-2 i M-3, és suficient per aconseguir la temperatura desitjada a l'entrada del primer mòdul.

Aquests càlculs es veuen reflectits en l'annex 4.1.2

Així doncs, els dos bescanviadors d'optimització queden de la següent forma:

Taula 81: Bescanviador 1 d'optimització

<b>Bescanviador E-1</b>			
<b>Productes</b>	<b>Cabal [Kg/s]</b>	<b>Temperatura [K]</b>	
		<b>T1</b>	<b>T2</b>
Destil·lat M-2	0,29	611	336
Alimentació entrada	0,355	298	590

Taula 82: Bescanviador 2 d'optimització

<b>Bescanviador E-2</b>			
<b>Productes</b>	<b>Cabal [Kg/s]</b>	<b>Temperatura [K]</b>	
		<b>T1</b>	<b>T2</b>
Destil·lat M-3	1,1	611	336
Alimentació entrada	1,315	298	590

Amb aquest disseny s'aconsegueix la temperatura desitjada d'entrada en el mòdul 1 sense necessitat d'un flux energètic extra, optimitzant el màxim els corrents per així no necessitar de tanta aigua alhora de refredar-los i finalment seguint les premisses anteriorment comentades.

Doncs bé, un cop es té optimitzat l'aportació energètica que necessita l'alimentació d'entrada, solament quedaria per optimitzar el bescanviador per escalfar el residu M-1 i el bescanviador per escalfar el residu M-5. Ara bé, el cabal del residu M-1 és excessivament massa alt per poder-lo optimitzar o amb el cabal del destil·lat del mòdul 6 o amb el cabal del residu del mateix mòdul, ja que són els dos únics corrents que permeten mantenir el sal tèrmic en el bescanviador. Per tant es prescindeix d'optimitzar aquest corrent. Per altre banda, no es té cap corrent que permeti escalfar el residu M-5. Així que forçosament aquests dos corrents ( residu M-1 i residu M-5) s'escalfaran mitjançant l'aportació energètica d'oli tèrmic.

## 5.1 Taules del balanç màssic i energètic

Els balanços es fan utilitzant com a base de càlcul 6Tm/h equivalent a 1,667Kg/s d'alimentació d'oli usat al procés.

### 5.1.1 Balanç de matèria

El balanç de matèria és el següent:

Taula 83: Balanç de matèria del procés

<b>B.C= 1segon</b>		<b>Quantitat corrents [Kg]</b>	
<b>Alimentació=1,667Kg</b>			
<b>Mòduls</b>	<b>Fracció vaporitzada (v)</b>	<b>Destil·lat</b>	<b>Residu</b>
1	0,040	0,067	1,6
2	0,180	0,288	1,312
3	0,845	1,109	0,203
4	0,305	0,062	0,141
5	0,120	0,017	0,124
6	0,060	0,007	0,117

La fracció que es produeix de cada producte, es mostra a continuació:

Taula 84: Quantitat de cada producte (%)

<b>Hidrocarburs lleugers</b>	<b>Oli Spindle</b>	<b>SN100</b>	<b>SN150</b>	<b>SN330</b>	<b>Betum asfàtic</b>	<b>1,667Kg oli usat</b>
0,355	1,109	0,062	0,017	0,007	0,117	<b>Kg</b>
<b>21,3</b>	<b>66,54</b>	<b>3,72</b>	<b>1,02</b>	<b>0,42</b>	<b>7,02</b>	<b>%</b>

## 5.1.2 Balanços energètics

### 5.1.2.1 Calor a subministrar al corrent d'alimentació al procés

Taula 85: Aportació energètica que necessita al corrent d'alimentació al procés

Unitats:	BALANÇ ENERGÈTIC CORRENTS QUE NECESSITEN APORTACIÓ D'ENERGIA				
m [ Kg/s] T [ K] Cp [ kJ/(kg k)] Hs [ kJ/kg] hs [ kJ/kg] Q [kJ]					
	Corrents freds				
	m	Cp (mitjana)	Tf1	Tf2	Q
Corrent alimentació	1,67	2,4	298	590	1165

### 5.1.2.2 Calor necessària al corrent d'alimentació d'entrada al procés

#### Bescanviador 1

Taula 86: Calor a aportar a l'alimentació d'entrada

Bescanviador 1				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor aportada [kJ]
		T1	T2	
Destil·lat M-2	0,29	611	336	248,6
Alimentació entrada	0,355	298	590	

#### Bescanviador 2

Taula 87: Calor a aportar a l'alimentació d'entrada

Bescanviador 2				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor aportada [kJ]
		T1	T2	
Destil·lat M-3	1,1	611	336	916,4
Alimentació entrada	1,315	298	590	

### 5.1.2.3 Calor a aportar als corrents freds del procés

#### Corrent residu mòdul 1



Taula 88: Calor a aportar corrent residu mòdul 1

Bescanviador 3				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor aportada [kJ]
		T1	T2	
Residu M-1	1,6	590	611	<b>104,16</b>
Oli tèrmic	1,45	633	606	

### Corrent residu mòdul 5

Taula 89: Calor a aportar corrent residu mòdul 5

Bescanviador 4				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor aportada [kJ]
		T1	T2	
Residu M-5	0,124	611	622	<b>4,26</b>
Oli tèrmic	0,12	633	620	

### Corrent sortida tancs entremitjos

Taula 90: Calor a aportar corrent sortida tancs entremitjos

Bescanviador 9				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor aportada [kJ]
		T1	T2	
Destil·lat M-3	2,6	336	493	<b>942,94</b>
Oli tèrmic	2,5	633	482	

## 5.1.2.4 Calor a dissipar als corrents calents del procés

### Corrents entrada tancs entremitjos

Taula 91: Calor a dissipar corrents entrada tancs entremitjos

Calor a dissipar corrents entrada tancs entremitjos					
Bescanviadors	Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor dissipada [kJ]
			T1	T2	
5	Destil·lat M-1	0,07	590	336	<b>79,33</b>
	Aigua	0,1	293	483	
6	Destil·lat M-4	0,06	611	336	<b>60,9</b>
	Aigua	0,1	293	438	
7	Destil·lat M-5	0,017	611	336	<b>17,13</b>
	Aigua	0,03	293	429	
8	Destil·lat M-6	0,007	622	336	<b>7,32</b>
	Aigua	0,01	293	468	

Corrent residu mòdul 6

Taula 92: Calor a dissipar corrent residu mòdul 6

Bescanviador 10				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor dissipada [kJ]
		T1	T2	
Residu M-6	0,12	622	323	<b>100,46</b>
Aigua	0,15	293	453	

Corrent sortida reactor

Taula 93: Calor a dissipar corrent sortida reactor

Bescanviador 11				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor dissipada [kJ]
		T1	T2	
Destil·lat M-5	4,9	493	323	<b>1865,92</b>
Aigua	5	293	382	

Corrent gasós sortida reactor

Taula 94: Calor a dissipar corrent gasós reactor

Bescanviador 12				
Productes	Cabal [Kg/s]	Temperatura [K]		Calor dissipada [kJ]
		T1	T2	
Destil·lat M-5	0,049	493	323	<b>18,66</b>
Aigua	0,05	293	382	

## 6 CÀLCULS SERVEIS NECESSARIS

Els serveis necessaris per el procés són:

- Aigua; fluid refrigerant
- Oli tèrmic; fluid tèrmic
- Electricitat

L'electricitat necessària ve definida per les bombes del procés; bombes de buit i bombes d'impulsió. Per les bombes d'impulsió es necessita conèixer el cabal necessari d'aspiració i l'altura de la bomba mentre que per les bombes de buit, solament es necessita conèixer el cabal necessari d'aspiració. A continuació, es busquen models de bombes de buit en els catàlegs d'empreses especialitzades.

En el propòsit d'aquest treball, s'han analitzat dues empreses. L'empresa Bush per conèixer els KW necessaris de les bombes de buit i l'empresa Grundfos per conèixer els KW necessaris de les bombes d'impulsió.

A continuació, es mostra la potència que tenen les bombes de buit elegides:

Taula 95: Potència bombes de buit

Bombes de buit	Cabal aspiració [m3/h]	Model bomba (catàleg bombes Busch)	Potència bombes [KW/h]
P-1B	46,9	COBRA NC100	3,5
P-2B	312,3	COBRA NC400	7,5
P-3B	7769,1	2 x COBRA NC2000Ben paral·lel+ 1x BOOSTER WV 4500 (amb variador de freqüència per treballar a 60Hz).	121
P-4B	1555,4	1x COBRA NC630 + 1x BOOSTER WV 1000	25,5
P-5B	951,9	1x COBRA NC100 + 1x BOOSTER WV 1000	7
P-6B	521,4	1 x COBRA NC630	22

La següent taula, mostra la potència que tenen les bombes d'impulsió elegides:

Taula 96: Potència bombes d'impulsió

Bombes d'impulsió	Cabal aspiració [m <sup>3</sup> /h]	Model bomba (catàleg bombes Grundfos)	Potència bombes [KW/h]
P-1	8,33	CRI 5-8	0,2
P-2	8,33	CRI 5-8	0,2
P-3	8,33	CRI 5-8	0,2
P-4	8,33	CRI 5-8	0,2
P-5	8,33	CRI 5-8	0,2
P-6	8,33	CRI 5-8	0,2
P-7	0,32	CRI 1S-9	0,05
P-8	6,66	CRE 5-4	0,19
P-9	15	CM 15-1	0,19
P-10	18,95	CR-20	0,25
P-11	0,18	CR 1-3	0,01

Els models de les bombes d'impulsió elegides, compleixen la condició de la NPSH.

Conegut els KW/h necessaris, a continuació es calculen els Kg anuals d'oli tèrmic. Per fer-ho, s'estima la quantitat d'oli tèrmic necessari a partir de la bomba encarregada de la impulsió d'aquest fluid.

Per tant, s'analitza els bescanviadors que utilitzen oli tèrmic mitjançant la següent taula:

Taula 97: Quantitat d'oli tèrmic necessari

Quantitat oli tèrmic [Kg/s]	
Bescanviadors	Fluid calent
Entrada tancs entremitjos	0
Sortida tancs entremitjos	2,6
Residus a escalfar	1,57
Residu mòdul 6	0
Sortida reactor	0
<b>TOTAL</b>	<b>4,17</b>

Conegut el cabal d'oli tèrmic expressat [Kg/s] es calcula el cabal [m<sup>3</sup>/h]. Finalment, un cop conegut el cabal, s'estudia l'altura necessària de la bomba que impulsarà el fluid. Aquests càlculs es veuen reflectits a continuació:

Taula 98: Cabal oli tèrmic

Cabal oli tèrmic			
Cabal (Kg/s)	Cabal (Kg/h)	Densitat oli tèrmic a 643K[Kg/m3]	cabal [m3/h]
4,17	15012	792,00	18,95

Taula 99: Altura bomba caldera oli tèrmic

Càlcul altura bomba sortida caldera oli tèrmic					
Densitat [kg/m3] a 633K	Densitat [g/cm3]	Pressió [Kg/cm2]		ΔP [Kg/cm2]	Altura [m]
ρ líquid	ρ líquid	Pressió aspiració	Pressió impulsió	ΔP	H
792,00	0,79	1,0000	1,70	0,70	8,84

Conegudes ja les dues variables cabal i altura, mitjançant el catàleg de bombes de l'empresa Grundfos es busquen les dimensions d'una bomba que permeti assolir l'objectiu. Dit això, la bomba elegida és un CR-20 amb les següent dimensions:

$$631*141*200 \text{ [mm]}=0,02\text{m}^3$$

Aquest volum serà la referència de la quantitat d'oli tèrmic necessari, ja que s'entén que la bomba ha d'estar submergida.

Es sobredimensiona per tenir en compte que les canonades han d'estar plenes d'oli i sempre per un factor de seguretat. Així que el volum final s'estima=0,5m<sup>3</sup>

Conegut el volum i la densitat, s'obté que la quantitat total d'oli tèrmic=396Kg

Així doncs, s'estima una quantitat d'oli tèrmic de 400Kg en la posta en marxa. Es recorda que el circuit és tancat i en continu.

Finalment, s'estudia la quantitat necessària d'aigua en el procés.

Per tant, s'analitza els bescanviadors que utilitzen aigua mitjançant la següent taula:

Taula 100: Quantitat d'aigua necessària

Quantitat aigua [Kg/s]	
Destins	Fluid fred
Entrada tancs entremitjos	0,24
Sortida tancs entremitjos	0
Residus a escalfar	0
Residu mòdul 6	0,15
Sortida reactor	5,05
<b>TOTAL</b>	<b>5,44</b>

Així doncs, el cabal d'aigua expressat [m3/h] és el següent:

Taula 101: Cabal d'aigua

Cabal aigua			
Cabal (Kg/s)	Cabal (Kg/h)	Densitat aigua 293K [kg/m3]	cabal [m3/h]
5,44	19584	998,29	19,62

Tenint en compte que es treballa 300 dies anuals, el volum necessari d'aigua és de 141264m3

El circuit d'aigua, no és un circuit tancat ja que s'ha optat per tenir vapor d'aigua a la sortida dels bescanviadors de refrigeració. D'aquesta manera es pot valoritzar econòmicament l'aigua. Per tant cada any, la planta de tractament d'aigua haurà de poder subministrar 141264m3

A continuació, es mostra el valor anual d'aquests serveis:

Taula 102: Valor anual serveis necessaris del procés

Serveis	Valor anual
Oli tèrmic (Kg)	400,00
Electricitat (KW)	1356133
Aigua [m3]	141264

## 7 MATERIALS UTILITZATS

### Acer al carboni AISI 1080

Composició:

*Taula 103: Composició química de l'acer al carboni AISI 1080*

Material AISI	C%	Mn%	Si%	S%	P%
1080	0,75 a 0,88	0,6 a 0,9	0,1 a 0,3	0,05 màx.	0,04 màx.

Característiques:

Aquest acer posseeix una òptima trempabilitat i elevades propietats mecàniques. Aquestes característiques fan que sigui una bona elecció per aplicacions de components de màquines que exigeixin resistència al desgast i tractaments tèrmics superficials

### Acer inoxidable AISI 316

*Taula 104: Composició química de l'acer inoxidable AISI 316*

Material AISI	Cr%	Ni%	Mo%	C%	Mn%	Si%	S%	P%
316	16 a 18	10 a 14	2 a 3	0,08 màx	2 màx	0,75 màx	0,03màx	0,045màx

Característiques:

Aquest acer, conté una alineació de crom – níquel que el fan ser un material resistent a la corrosió. A més, l'acer inoxidable 316 conté molibdè que permet que encara sigui més resistent a la corrosió contra àcids, sulfats i clorurs.

### Fibra ceràmica

Dintre els graus que existeixen de fibra ceràmica, s'escull la fibra ceràmica refractària, també coneguda amb el nom de llana de silicat d'alumini.

Característiques:

Baixa conductivitat tèrmica i bona resistència als xocs tèrmics. És un material classificat per temperatures fins 1200°C.

## 8 FIGURES ESTUDI ECONÒMIC

### Factors costos intercanviadors:

Presion (bar)	fp		
	50m	100m	500m
< 10	1,00	1,00	1,00
10-20	1,03	1,08	1,18
20-30	1,15	1,20	1,32
30-40	1,28	1,35	1,50
40-65	1,67	1,75	1,93
65-85	1,80	1,90	2,10
85-130	2,35	2,45	2,70
130-180	3,00	3,15	3,45

Figura 19: Constant fp (Vam Industry, 2006)

Tipo	fd
AES	1,00
AEM	0,87
AEU	0,85
AKT	1,20
BES	0,92
BEM	0,80
BEU	0,75
BKT	1,10

Figura 20: Constant fd (Vam Industry, 2006)

### Factors costos bombes:

Figura 19.- Factores	
Tipo	fd
Proceso horizontal	1,00
Proceso con doble guarnición y fluido intermedio	1,50
Vertical en línea	0,50
Accionada por turbina	0,80
Química	0,5 a 0,7
Material	fm
Acero al carbono	1,00
Bronce	1,25
Acero al carbono/ acero inoxidable 316	1,50
Acero inoxidable 316	1,80
Hastelloy C	2,80
Temperatura (°C)	ft
< 150	1,00
150-250	1,15
>250	1,30
Presión de aspiración (bar)	fp
< 20	0,70
20a40	1,00
40a 70	1,30

Figura 21: Factors bombes (Vam Industry, 2006)



Mètode de Lang:

**2.2.5.1 Método De Lang**

El coste de la planta es un múltiplo del coste del equipo.

$$C = F * \sum E$$

Donde:

C: Coste de la planta  
F: Factor de Lang  
E: Coste de equipos

F = 3.10 plantas de sólidos  
F = 3.63 plantas mixtas  
F = 4.74 plantas de fluidos

Figura 22: Mètode de Lang (Vam Industry, 2006)

Mètode de Happel:

Concepto	Material	Mano de obra
Recipientes	A	10% de A
Torres, fabricadas en el terreno	B	30 a 35% de B
Torres prefabricadas	C	10 a 15% de C
Intercambiadores	D	10% de D
Bombas, compresores y otra maquinaria	E	10% de E
Instrumentos	F	10 a 15% de F
Cuentas clave (Suma de A a F)	G	
Aislamiento	H = 5 a 10% de G	150% de H
Tuberías	I = 40 a 50% de G	100% de I
Cimentaciones	J = 3 a 5% de G	150% de J
Edificaciones	K = 4% de G	70% de K
Estructuras	L = 4% de G	20% de L
Material contra incendios	M = 1/2 a 1% de G	500 a 800% de M
Electricidad	N = 3 a 6% de G	150% de N
Pintura y limpieza	O = 1/2 a 1% de G	500 a 800% de O
Suma de material y mano de obra	P	
Costes de equipos especiales instalados	Q	
Suma de P y Q	R	
Gastos generales		30% de R
Total coste de construcción		130% de R
Honorarios de ingeniería (10% del coste total de construcción)		13% de R
Pagos por contingencias (10% del coste total de construcción)		13% de R
Inversión total		156% de R

Figura 23: Mètode Happel (Vam Industry, 2006)

Valors típics costos de producció:

<b>COSTE</b>	<b>VALORES TIPICOS</b>
<b>COSTES VARIABLES</b>	<b>A</b>
1. Materias Primas	Datos del diagrama de proceso
2. Materias Auxiliares	5 % de Gastos de Mantenimiento
3. Servicios (electricidad, vapor, agua,...)	Según diagrama de proceso
4. Empaquetado y envío	Despreciable
<b>COSTES FIJOS</b>	<b>B</b>
1. Mantenimiento	5 al 10 % de capital fijo (TIC)
2. Mano de Obra Directa (MOD)	Según estimaciones
3. Costes de Laboratorio	20 % MOD
4. Supervisión	20 % MOD
5. Dirección de Planta	50 % MOD
6. Cargas de Capital	15 % de TIC
7. Seguros	1 % de TIC
8. Impuestos Locales	2 % de TIC
9. Royalties	1 % de TIC
<b>COSTES DE PRODUCCION DIRECTOS</b>	<b>A + B</b>
<b>COSTES DE VENTAS +</b>	
<b>INVESTIGACION Y DESARROLLO</b>	<b>30 % (A+B) = C</b>
<b>COSTES TOTALES DE PRODUCCION</b>	<b>A + B+ C</b>

Figura 24: Valors costos de producció (Vam Industry, 2006)

## 9 FULLS D'ESPECIFICACIÓ DELS EQUIPS DEL PROCÉS

### 9.1 Full d'especificació dels balons de separació

Taula 105: Especificacions dels balons de separació

Especificacions dels balons de separació						
Mòduls	Unitats	Descripció	Paràmetres de disseny			Material
			Diàmetre [m]	Altura [m]	Espessor [mm]	
M-1	1	Baló de separació líquid-gas de l'oli usat	1	3,8	5	AISI 1080
M-2	1	Baló de separació líquid-gas del corrent residual M-1	1	3,73	5	AISI 1080
M-3	1	Baló de separació líquid-gas del corrent residual M-2	1,5	2,04	7	AISI 1080
M-4	1	Baló de separació líquid-gas del corrent residual M-3	0,75	1,64	5	AISI 1080
M-5	1	Baló de separació líquid-gas del corrent residual M-4	0,5	1,93	5	AISI 1080
M-6	1	Baló de separació líquid-gas del corrent residual M-5	0,5	1,83	5	AISI 1080

### 9.2 Full d'especificació dels bescanviadors

Taula 106: Especificacions dels bescanviadors

Especificacions dels bescanviadors				
Bescanviadors	Unitats	Descripció	Paràmetre de disseny	Material
			Superfície [m2]	
E-1	1	Calentament de l'oli usat d'entrada	204,72	AISI 1080
E-2	1	Calentament de l'oli usat d'entrada	261,97	AISI 1080
E-3	1	Calentament del corrent residual M-1	39,24	AISI 1080
E-4	1	Calentament del corrent residual M-5	3,21	AISI 1080
E-5	1	Condensador del corrent destil·lat M-1	3,32	AISI 1080
E-6	1	Condensador del corrent destil·lat M-4	1,86	AISI 1080
E-7	1	Condensador del corrent destil·lat M-5	0,52	AISI 1080
E-8	1	Condensador del corrent destil·lat M-6	0,25	AISI 1080
E-9	1	Calentament del corrent que surt dels tancs (T-1 - T-6)	37,52	AISI 1080
E-10	1	Refradament del corrent residual M-6	7,36	AISI 1080
E-11	1	Refradament del producte final	89,94	AISI 1080
E-12	1	Condensador dels gasos del reactor	0,92	AISI 1080

### 9.3 Fulls d'especificació de les bombes

Taula 107: Especificacions de les bombes de buit

Especificacions de les bombes de buit				
Bombes	Unitats	Descripció	Paràmetre de disseny	Material
			Cabal d'aspiració [m <sup>3</sup> /h]	
P-1B	1	Bomba de buit del mòdul 1	46,9	AISI 1080
P-2B	1	Bomba de buit del mòdul 2	312,3	AISI 1080
P-3B	1	Bomba de buit del mòdul 3	7769,1	AISI 1080
P-4B	1	Bomba de buit del mòdul 4	1555,4	AISI 1080
P-5B	1	Bomba de buit del mòdul 5	951,9	AISI 1080
P-6B	1	Bomba de buit del mòdul 6	521,4	AISI 1080

Taula 108: Especificacions de les bombes d'impulsió 1

Especificacions de les bombes d'impulsió						
Bombes	Unitats	Descripció	Paràmetres de disseny			Material
			Cabal d'aspiració [m <sup>3</sup> /h]	Altura [m]	NPSHdispo.	
P-1	1	Bomba d'impulsió corrent sortida T-1	8,33	23,52	1,02	AISI 1080
P-2	1	Bomba d'impulsió corrent sortida T-2	8,33	20,96	0,58	AISI 1080
P-3	1	Bomba d'impulsió corrent sortida T-3	8,33	20	0,08	AISI 1080
P-4	1	Bomba d'impulsió corrent sortida T-4	8,33	19,53	0,02	AISI 1080
P-5	1	Bomba d'impulsió corrent sortida T-5	8,33	19,34	0,01	AISI 1080
P-6	1	Bomba d'impulsió corrent sortida T-6	8,33	19,28	0,01	AISI 1080
P-7	1	Bomba d'impulsió sortida E-10	0,32	13,02	0,01	AISI 1080
P-9	1	Bomba d'impulsió producte final	15	12,75	6,65	AISI 1080
P-11	1	Bomba d'impulsió sortida E-12	0,18	7,08	10,12	AISI 1080

Taula 109: Especificacions de les bombes d'impulsió 2

Especificacions de les bombes d'impulsió					
Bombes	Unitats	Descripció	Paràmetres de disseny		Material
			Cabal d'aspiració [m <sup>3</sup> /h]	Altura [m]	
P-8	1	Bomba d'impulsió del corrent KOH50%	6,66	7,29	AISI 1080
P-10	1	Bomba d'impulsió de l'oli tèrmic	18,95	8,84	AISI 1080

## 9.4 Full d'especificació dels tancs

Taula 110: Especificacions dels tancs

Especificacions dels tancs				
Tancs	Unitats	Descripció	Paràmetre de disseny	Material
			Volum [m3]	
T-I	1	Tanc emmagatzematge de l'oli usat	21205,5	AISI 1080
T-1	1	Tanc emmagatzematge corrent sortida E-5	4	AISI 1080
T-2	1	Tanc emmagatzematge corrent sortida E-1	6,5	AISI 1080
T-3	1	Tanc emmagatzematge corrent sortida E-2	15,5	AISI 1080
T-4	1	Tanc emmagatzematge corrent sortida E-6	4	AISI 1080
T-5	1	Tanc emmagatzematge corrent sortida E-7	3,5	AISI 1080
T-6	1	Tanc emmagatzematge corrent sortida E-8	3,5	AISI 1080
T-8	1	Tanc emmagatzematge KOH50%	170	AISI 1080
T-1F	1	Tanc emmagatzematge hidrocarburs lleugers	785,5	AISI 1080
T-2F	1	Tanc emmagatzematge hidrocarburs lleugers	6283,5	AISI 1080
T-3F	1	Tanc emmagatzematge oli spindle	21205,5	AISI 1080
T-4F	1	Tanc emmagatzematge SN100	785,5	AISI 1080
T-5F	1	Tanc emmagatzematge SN150	170	AISI 1080
T-6F	1	Tanc emmagatzematge SN330	170	AISI 1080
T-7F	1	Tanc emmagatzematge betum asfàltic	785,5	AISI 1080

## 9.5 Full d'especificació del reactor

Taula 111: Especificacions del reactor

Especificacions del reactor		
Descripció	Paràmetre de disseny	Material
	Volum [m3]	
Reactor de neutralització dels contaminants presents en l'oli	5	AISI 316

## 9.6 Full d'especificació del decantador

Taula 112: Especificacions del decantador

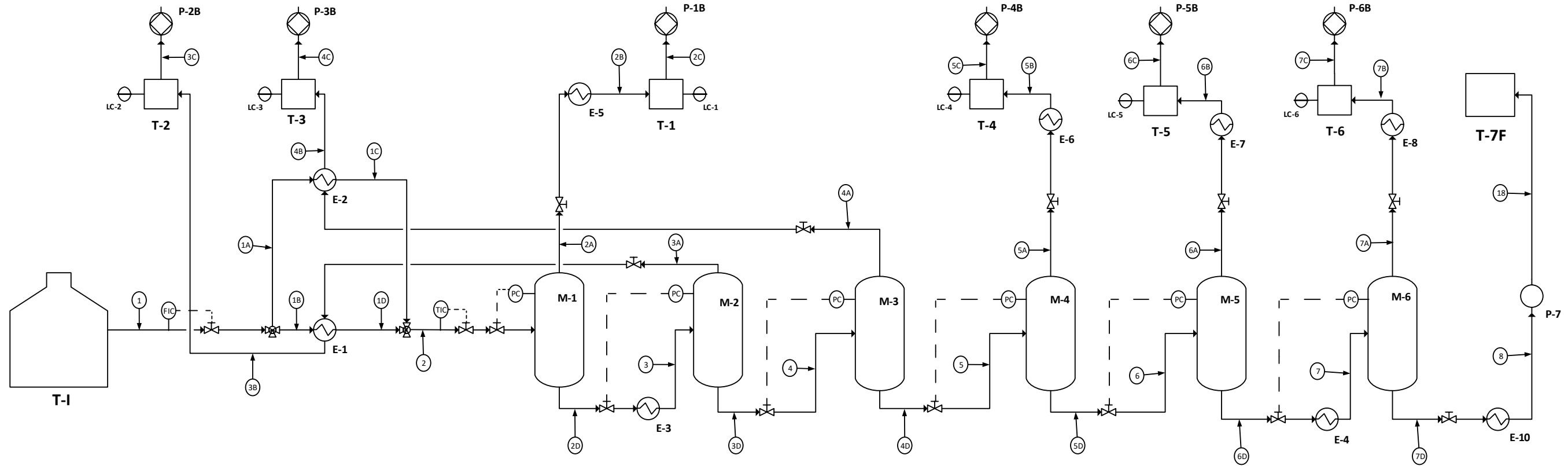
Especificacions del decantador		
Descripció	Paràmetre de disseny	Material
	Volum [m3]	
Decantador que permet la separació de l'oli i les sals contaminades	20	AISI 316

## 9.7 Full d'especificació de la caldera

Taula 113: Especificacions de la caldera

Especificacions de la caldera		
Descripció	Paràmetre de disseny	Material
	Potència [Kg/h]	
Caldera d'oli tèrmic a 643k	15012	AISI 1080

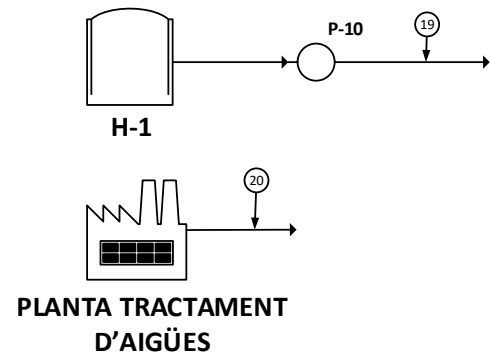
**10 PLÀNOLS**



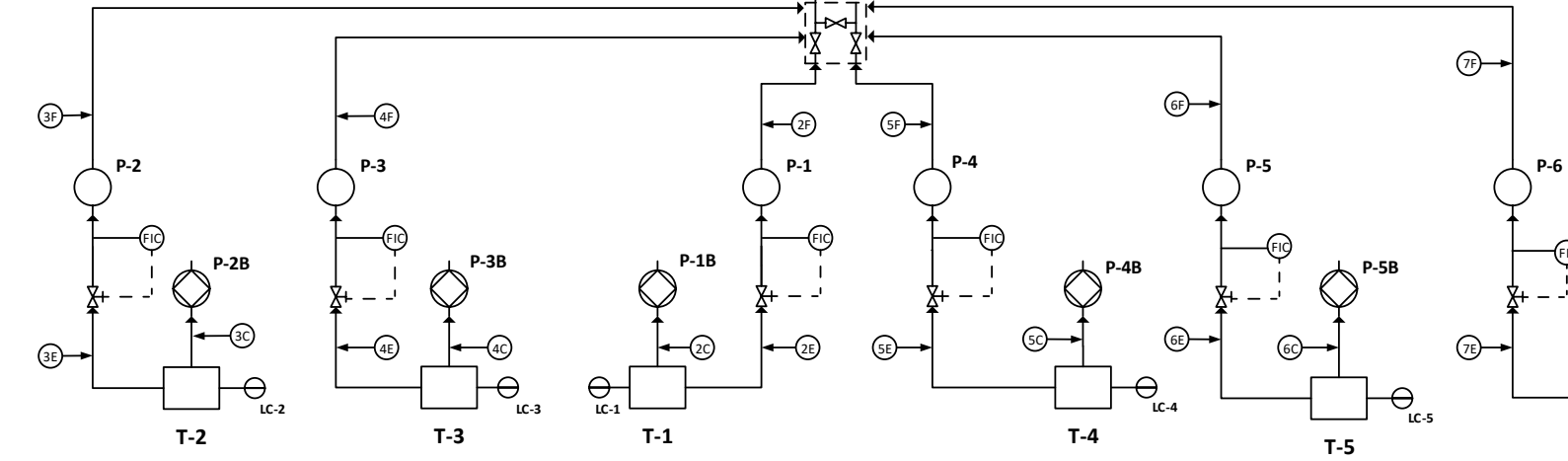
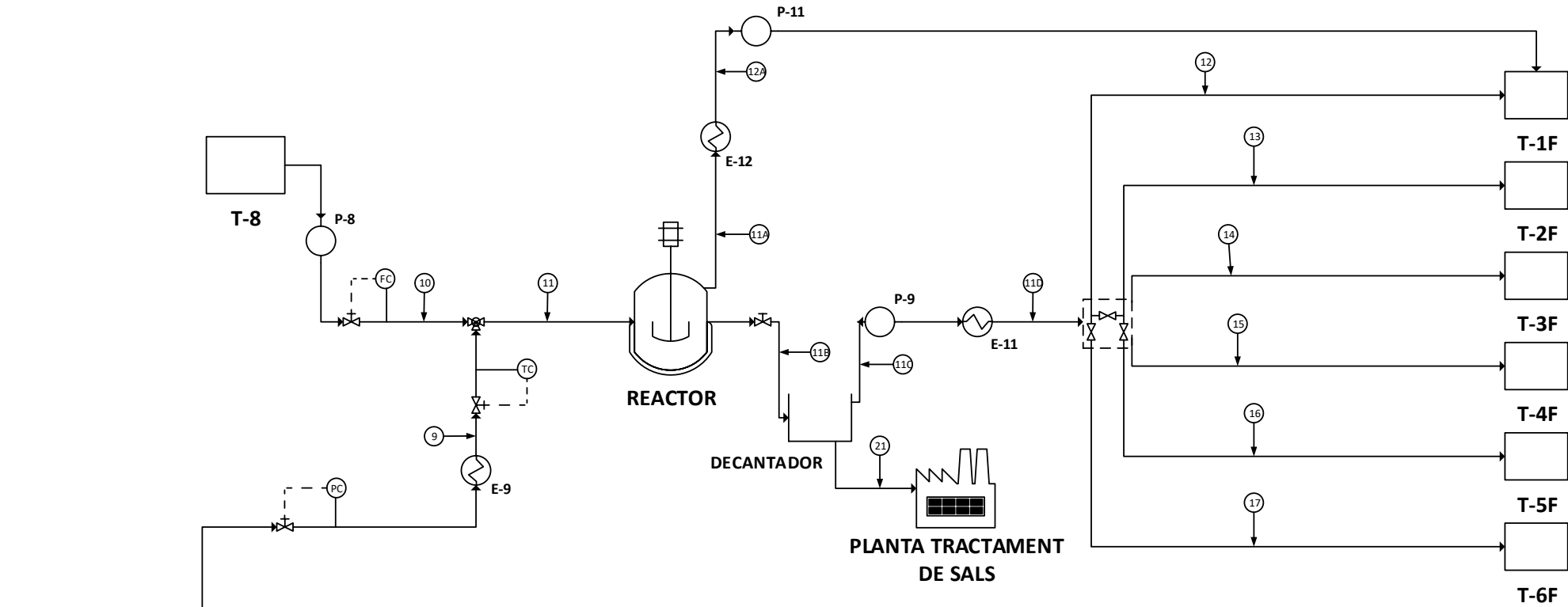
Linea nº corrent	1 Producte entrada	1A Producte entrada	1B Producte entrada	1C Producte entrada	1D Producte entrada	2 Producte entrada	2A Destil·lat M-1 (gas)	2B Destil·lat M-1 (líquid)	2C Incondensables M-1	2D Residu M-1	3 Residu M-1	3A Destil·lat M-2 (gas)	3B Destil·lat M-2 (líquid)	3C Incondensables M-2	3D Residu M-2	4 Residu M-2	4A Destil·lat M-3 (gas)	4B Destil·lat M-3 (líquid)	
<b>Components</b>																			
Fracció1	0,53	0,42	0,11	0,42	0,11	0,53	0,27	0,27	0	0,26	0,26	0,24	0,24	0	0,02	0,02	0,02	0,02	
Fracció2	0,76	0,6	0,16	0,6	0,16	0,76	0,13	0,13	0	0,63	0,63	0,45	0,45	0	0,18	0,18	0,18	0,18	
Fracció3	7,05	5,56	1,5	5,56	1,5	7,05	0,12	0,12	0	6,93	6,93	1,46	1,46	0	5,46	5,46	5,34	5,34	
Fracció4	3,96	3,13	0,84	3,13	0,84	3,96	0,01	0,01	0	3,96	3,96	0,13	0,13	0	3,83	3,83	3,23	3,23	
Fracció5	0,9	0,71	0,19	0,71	0,19	0,9	5,15E-06	5,15E-06	0	0,9	0,9	1,29E-04	1,29E-04	0	0,9	0,9	0,02	0,02	
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0,174	0	0	0	0	0,722	0	0	0	0	
<b>TOTAL [kmol/h]</b>	<b>13,2</b>	<b>10,42</b>	<b>2,8</b>	<b>10,42</b>	<b>2,8</b>	<b>13,2</b>	<b>0,53</b>	<b>0,53</b>	<b>0,174</b>	<b>12,675</b>	<b>12,675</b>	<b>2,281</b>	<b>2,281</b>	<b>0,722</b>	<b>10,393</b>	<b>10,393</b>	<b>8,782</b>	<b>8,782</b>	
Press. [bar]	1	1	1	1	1	1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,065	0,065	0,065	0,065	0,065	0,01	0,01	0,01	
Tª [°C]	25	25	25	317	317	317	317	63	63	317	338	338	63	63	338	338	338	63	
visco. [mPa·s]	36,11	36,11	36,11	0,43	0,43	0,43	0,12	1,28	-	0,45	0,39	0,14	3,09	-	0,47	0,47	0,13	6,94	
dens. [kg/m <sup>3</sup> ]	1213,56	1213,56	1213,56	944,29	944,29	944,29	2,58	977,73	-	951,53	929,26	2,34	1114,22	-	944,47	944,47	0,46	1195,12	

Linea nº corrent	4C Incondensables M-3	4D Residu M-3	5 Residu M-3	5A Destil·lat M-4 (gas)	5B Destil·lat M-4 (líquid)	5C Incondensables M-4	5D Residu M-4	6 Residu M-4	6A Destil·lat M-5 (gas)	6B Destil·lat M-5 (líquid)	6C Incondensables M-5	6D Residu M-5	7 Residu M-5	7A Destil·lat M-6 (gas)	7B Destil·lat M-6 (líquid)	7C Incondensables M-6	7D Residu M-6	8 Residu M-6
<b>Components</b>																		
Fracció1	0	1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	0	2,00E-08	2,00E-08	2,00E-08	2,00E-08	0	4,00E-11	4,00E-11	4,00E-11	4,00E-11	0	2,00E-13	2,00E-13
Fracció2	0	4,00E-04	4,00E-04	4,00E-04	4,00E-04	0	3,00E-06	3,00E-06	3,00E-06	3,00E-06	0	4,00E-08	4,00E-08	4,00E-08	4,00E-08	0	6,00E-10	6,00E-10
Fracció3	0	0,12	0,12	0,11	0,11	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	0	9,00E-04	9,00E-04	8,00E-04	8,00E-04	0	1,00E-04	1,00E-04
Fracció4	0	0,60	0,60	0,37	0,37	0,00	0,23	0,23	0,12	0,12	0	0,11	0,11	0,05	0,05	0	0,06	0,06
Fracció5	0	0,88	0,88	0,01	0,01	0,00	0,88	0,88	0,00	0,00	0	0,87	0,87	0,004	0,004	0	0,87	0,87
O <sub>2</sub>	2,765	0	0	0	0	0,149	0	0	0	0	0,042	0	0	0	0	0,017	0	0
<b>TOTAL [kmol/h]</b>	<b>2,765</b>	<b>1,611</b>	<b>1,611</b>	<b>0,491</b>	<b>0,491</b>	<b>0,149</b>	<b>1,120</b>	<b>1,120</b>	<b>0,134</b>	<b>0,134</b>	<b>0,042</b>	<b>0,985</b>	<b>0,985</b>	<b>0,059</b>	<b>0,059</b>	<b>0,017</b>	<b>0,926</b>	<b>0,926</b>
Press. [bar]	0,01	0,01	0,0027	0,0027	0,0027	0,0027	0,0027	0,00125	0,00125	0,00125	0,00125	0,00125	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
Tª [°C]	63	338	338	338	63	63	338	338	338	63	63	338,000	349,000	349	63	63	349	50
visco. [mPa·s]	-	12,05	12,05	0,13	12,47	-	30,05	30,05	0,18	17,67	-	41,850	39,320	0,29	25,78	-	45,97	1109,92
dens. [kg/m <sup>3</sup> ]	-	1013,77	1013,77	0,14	1227,20	-	1038,52	1038,52	0,07	1240,09	-	1047,850	1037,360	0,06	1244,54	-	1042,03	1304,93





Linea no. Corrent	19 Oli tèrmic	20 Aigua
Cabal [m3/h]	18,95	19,62
Press. [bar]	1	1
Tº[ºC]	370	20
visco. [mPa·s]	0,32	0,001
dens. [kg/m3]	792	998,29



Linea no. Corrent	12 Hidrocarburs lleugers	13 Hidrocarburs lleugers	14 Oli Spindle	15 SN100	16 SN150	17 SN330	18 Betum asfàltic
Cabal [m3/h]	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00	0,32
Press. [bar]	1	1	1	1	1	1	1
Tº[ºC]	50	50	50	50	50	50	50
visco. [mPa·s]	1,59	4,09	9,91	18,71	26,68	38,18	1109,92
dens. [kg/m3]	988,14	1125,15	1206,28	1238,39	1251,29	1255,7	1304,93

Linea no. Corrent	21 Sals contaminades
Cabal [m3/h]	0,3
Press. [bar]	1
Tº[ºC]	220
visco. [mPa·s]	-
dens. [kg/m3]	-

Linea no. Corrent	2E Destil·lat M-1 (líquid)	2F Destil·lat M-1 (líquid)	3E Destil·lat M-2 (líquid)	3F Destil·lat M-2 (líquid)	4E Destil·lat M-3 (líquid)	4F Destil·lat M-3 (líquid)	5E Destil·lat M-4 (líquid)	5F Destil·lat M-4 (líquid)	6E Destil·lat M-5 (líquid)	6F Destil·lat M-5 (líquid)	7E Destil·lat M-6 (líquid)	7F Destil·lat M-6 (líquid)	9 Destil·lat M-3 (líquid)	10 Solució KOH50%	11 Mescla entrada reactor
Cabal [m3/h]	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	8,33	6,66	15,00
Press. [bar]	0,1	1,00	0,065	1,00	0,01	1,00	0,0027	1,00	0,00125	1,00	0,001	1,00	1,00	1,00	1,00
Tº[ºC]	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	63	220	220	220
visco. [mPa·s]	1,28	1,28	3,09	3,09	6,94	6,94	12,47	12,47	17,67	17,67	25,78	25,78	0,41	-	-
dens. [kg/m3]	977,73	977,73	1114,22	1114,22	1195,12	1195,12	1227,20	1227,20	1240,09	1240,09	1244,54	1244,54	1052,80	-	-

Linea no. Corrent	11A Destil·lat M-1 (gas)	12A Hidrocarburs lleugers	11B Mescla sortida reactor	11C Destil·lat M-3 (líquid)	11D Destil·lat M-3 (líquid)
Cabal [m3/h]	0,18	0,18	15	15	15,00
Press. [bar]	1	1	1	1	1,00
Tº[ºC]	220	50	220	220	50
visco. [mPa·s]	0,23	1,59	-	0,41	9,91
dens. [kg/m3]	841,43	988,14	-	1052,8	1206,28

## 11 PLANTILLES

### 11.1 Càlcul densitat destil·lats

Destil·lat mòdul 1							
	Alimentació	Zci	Vci	Vci <sup>(2/3)</sup>	Vci <sup>(1/3)</sup>	Tci	Pmi
Fracció1	<b>5,12E-01</b>	0,24	0,82	0,88	0,94	720,34	208,18
Fracció2	<b>2,39E-01</b>	0,22	1,08	1,05	1,03	790,59	294,30
Fracció3	<b>0,23448</b>	0,20	1,46	1,29	1,13	874,31	428,20
Fracció4	<b>0,014234</b>	0,19	1,88	1,52	1,23	936,70	539,29
Fracció5	<b>9,80E-06</b>	0,16	3,17	2,16	1,47	1070,35	802,28
$\sum(x_i \cdot V_{ci})$	1,05	[m <sup>3</sup> /kmol]					
$\sum(x_i \cdot V_{ci}^{(2/3)})$	1,02	[m <sup>3</sup> /kmol]					
$\sum(x_i \cdot V_{ci}^{(1/3)})$	1,01	[m <sup>3</sup> /kmol]					
Z <sub>cm</sub> =	0,23			T=	<b>493 °k</b>		
T <sub>cm</sub> =	776,31	°K		R=	0,08314 [bar·m <sup>3</sup> /(kmol·k)]		
P <sub>Mm</sub> =	285,05			Pressió=	1 bars		
T <sub>rm</sub> =	0,64						
V <sub>cm</sub> =	1,04	[m <sup>3</sup> /kmol]					
ρ=	2,95	[Kmol/m <sup>3</sup> ]					
ρ <sub>líquid</sub> =	<b>841,43</b>	[Kg/m <sup>3</sup> ]					
ρ <sub>gas real</sub> =	<b>30,91</b>	[Kg/m <sup>3</sup> ]					

### 11.2 Càlcul densitat residus

Residu mòdul 2							
	Alimentació	Zci	Vci	Vci <sup>(2/3)</sup>	Vci <sup>(1/3)</sup>	Tci	Pmi
Fracció1	<b>1,88E-03</b>	0,24	0,82	0,88	0,94	720,34	208,18
Fracció2	<b>1,71E-02</b>	0,22	1,08	1,05	1,03	790,59	294,30
Fracció3	<b>5,26E-01</b>	0,20	1,46	1,29	1,13	874,31	428,20
Fracció4	<b>3,69E-01</b>	0,19	1,88	1,52	1,23	936,70	539,29
Fracció5	<b>8,69E-02</b>	0,16	3,17	2,16	1,47	1070,35	802,28
$\sum(x_i \cdot V_{ci})$	1,76	[m <sup>3</sup> /kmol]					
$\sum(x_i \cdot V_{ci}^{(2/3)})$	1,45	[m <sup>3</sup> /kmol]					
$\sum(x_i \cdot V_{ci}^{(1/3)})$	1,20	[m <sup>3</sup> /kmol]					
Z <sub>cm</sub> =	0,20			T=	<b>611 °k</b>		
T <sub>cm</sub> =	913,42	°K		R=	0,08314 [bar·m <sup>3</sup> /(kmol·k)]		
P <sub>Mm</sub> =	499,37						
T <sub>rm</sub> =	0,67						
V <sub>cm</sub> =	1,74	[m <sup>3</sup> /kmol]					
ρ=	1,89	[Kmol/m <sup>3</sup> ]					
ρ <sub>líquid</sub> =	<b>944,47</b>	[Kg/m <sup>3</sup> ]					





11.5 Càlcul de les viscositats absolutes dels corrents del procés

210 F(98.9°C)=3											
Mòduls	$\mu 1$ (mPa·s)	$\mu 2$ (mPa·s)	$\mu 3$ (mPa·s)	$\mu 4$ (mPa·s)	$\mu 5$ (mPa·s)	$\chi 1$	$\chi 2$	$\chi 3$	$\chi 4$	$\chi 5$	$\nu m$ (mPa·s)
Mòdul 1	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	0,51	0,24	0,23	0,01	9,80E-06	0,75
Mòdul 2	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	0,10	0,20	0,64	0,06	5,63E-05	1,55
Mòdul 3	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	2,23E-03	0,02	0,61	0,37	2,32E-03	2,88
Mòdul 4	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	2,02E-05	8,64E-04	0,23	0,75	0,01	4,59
Mòdul 5	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	1,26E-07	2,54E-05	0,06	0,91	0,03	6,40
Mòdul6	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	7,17E-10	6,76E-07	0,01	0,91	0,07	9,79
Mòdul 6 residu	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	1,64E-13	6,98E-10	1,21E-04	0,06	0,94	456,77
INICIALMENT	0,38	0,75	2,01	4,77	535,55	0,04	0,06	0,53	0,30	0,07	5,97
100 F(37.8°C)=3											
	$\mu 1$ (mPa·s)	$\mu 2$ (mPa·s)	$\mu 3$ (mPa·s)	$\mu 4$ (mPa·s)	$\mu 5$ (mPa·s)	$\chi 1$	$\chi 2$	$\chi 3$	$\chi 4$	$\chi 5$	$\nu m$ (mPa·s)
Mòdul 1	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	0,512425409	0,238850095	0,2344802	0,01423414	9,80E-06	1,90078388
Mòdul 2	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	0,104288219	0,199062454	0,6413475	0,05524546	5,63495E-05	5,14744185
Mòdul 3	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	2,23E-03	0,020168249	0,6079176	0,36736334	0,00232409	13,3058102
Mòdul 4	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	2,02E-05	8,64E-04	0,2323795	0,75451858	0,012217948	26,1437336
Mòdul 5	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	1,26E-07	2,54E-05	0,0592322	0,90969025	0,031052068	37,4878853
Mòdul 6	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	7,17039E-10	6,75677E-07	0,0133314	0,91466901	0,071998845	52,8143516
Mòdul 6 residu	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	1,64271E-13	6,9784E-10	0,000121	0,06255567	0,937323239	1371,50051
INICIALMENT	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	0,04	0,0574	0,5339	0,3003	0,0684	23,5123349
210 F(98.9°C)=3											
	$\mu 1$ (mPa·s)	$\mu 2$ (mPa·s)	$\mu 3$ (mPa·s)	$\mu 4$ (mPa·s)	$\mu 5$ (mPa·s)	$\chi 1$	$\chi 2$	$\chi 3$	$\chi 4$	$\chi 5$	$\nu m$ (mPa·s)
Mòdul 1 residu	0,37552716	0,75169715	2,00738746	4,76974942	535,5517422	2,03E-02	4,98E-02	5,46E-01	3,12E-01	7,12E-02	6,34955219
Mòdul 2 residu	0,37552716	0,75169715	2,00738746	4,76974942	535,5517422	1,88E-03	1,71E-02	5,26E-01	3,69E-01	8,69E-02	8,04703895
Mòdul 3 residu	0,37552716	0,75169715	2,00738746	4,76974942	535,5517422	6,17E-06	2,66E-04	7,64E-02	3,76E-01	5,48E-01	138,01885
Mòdul 4 residu	0,37552716	0,75169715	2,00738746	4,76974942	535,5517422	1,52E-08	3,08E-06	7,91E-03	2,09E-01	7,83E-01	301,612225
Mòdul 5 residu	0,37552716	0,75169715	2,00738746	4,76974942	535,5517422	4,32E-11	4,12E-08	9,14E-04	1,14E-01	8,85E-01	399,922451
100 F(37.8°C)=3											
	$\mu 1$ (mPa·s)	$\mu 2$ (mPa·s)	$\mu 3$ (mPa·s)	$\mu 4$ (mPa·s)	$\mu 5$ (mPa·s)	$\chi 1$	$\chi 2$	$\chi 3$	$\chi 4$	$\chi 5$	$\nu m$ (mPa·s)
Mòdul 1 residu	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	2,03E-02	4,98E-02	5,46E-01	3,12E-01	7,12E-02	25,2203195
Mòdul 2 residu	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	1,88E-03	1,71E-02	5,26E-01	3,69E-01	8,69E-02	32,6852879
Mòdul 3 residu	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	6,17E-06	2,66E-04	7,64E-02	3,76E-01	5,48E-01	458,220117
Mòdul 4 residu	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	1,52E-08	3,08E-06	7,91E-03	2,09E-01	7,83E-01	938,396561
Mòdul 5 residu	0,73735348	1,69291592	6,89804727	31,5959607	1589,750845	4,32E-11	4,12E-08	9,14E-04	1,14E-01	8,85E-01	1214,40744

11.6 Càlcul de la viscositat a diferents temperatures

Hidrocarburs purs mitjanament viscosos									
Mòduls	Viscositat absolutes [mPa*s]		Coeficients B i To		Temperatura [°K]	logμ	μ	373°K=100°C=210°F	
	373°K (μ2)	313°K(μ1)	B	To				313°K=40°C=100°F	
M1	0,746	1,901	790,475	351,870	<b>493,000</b>	-0,643	0,23		
M2	1,555	5,147	1011,480	401,379	<b>493,000</b>	-0,468	0,34	$\log(0,745)=B \cdot (1/373 - 1/To)$	
M3	2,885	13,306	1291,830	430,150	<b>493,000</b>	-0,383	0,41	$\log(1,90)=B \cdot (1/313 - 1/To)$	
M4	4,593	26,144	1469,630	448,341	<b>493,000</b>	-0,297	0,50	<b><math>\log(\mu)=B \cdot (1/T - 1/To)</math></b>	
M5	6,402	37,488	1493,560	467,049	<b>493,000</b>	-0,168	0,68		
M6	9,79	52,81	1424,210	503,704	<b>493,000</b>	0,061	1,15		
M1'	6,35	25,22	1165,490	501,963	<b>493,000</b>	0,042	1,10		
M2'	8,05	32,69	1184,260	521,892	<b>493,000</b>	0,133	1,36		
M3'	138,02	458,22	1014,030	1752,460	<b>493,000</b>	1,478	30,08		
M4'	301,61	938,40	959,175	10417,900	<b>493,000</b>	1,854	71,37		
M5'	399,92	1214,41	938,647	-10979,100	<b>493,000</b>	1,989	97,60		
M6'	456,77	1371,50	929,124	-5505,970	<b>493,000</b>	2,053	113,08		
INI	5,969	23,512	1158,520	497,209	<b>493,000</b>	0,020	1,05		

11.7 Disseny bescanviador canvi de fase

		Geometria bescanviador			
<b>Costat dels tubs</b>				<b>Costat de la carcasa</b>	
	$d_o=$	0,0191	m	$D_c=$	0,2032 m
	$d_i=$	0,0120	m	$\frac{1}{15} < \frac{D_c}{L} < \frac{1}{5}$	
	$L=$	2	m		
	$k_{acer}=$	16	W/m K		
<b>Interior dels tubs</b>				<b>Carcasa</b>	
<b>Fluid fred</b>				<b>Fluid calent</b>	
Cabal		360	kg/h	Cabal (FL)=	216 kg/h
		<b>0,1</b>	kg/s		<b>0,06</b> kg/s
$t_e=$		<b>20</b>	°C	$T_e=$	<b>338</b> °C
$t_s=$		<b>166</b>	°C	$T_s=$	<b>63</b> °C
$C_p=$		<b>4,186</b>	kJ/kg °C	$\lambda=$	<b>321,53</b> kJ/kg k
$dens=$		<b>997</b>	kg/m <sup>3</sup>	$visco_{liq}=$	<b>6,70E-04</b> K/m s
$k=$		<b>0,58</b>	W/mk	$dens_{liq}=$	<b>1103,07</b> kg/m <sup>3</sup>
$visco=$		<b>3,20E-04</b>	K/m s	$dens_{vapor}=$	0,18 kg/m <sup>3</sup>
<b>U inicial=</b>		<b>353,5</b>	W/m <sup>2</sup> k	$kl=$	<b>0,15</b> W/mK
$q=$		61,1156	kW		
$DTML$		93,05383	°C		
$A_o=$		1,857926	m <sup>2</sup>		
$N_{tubs\ calc}=$		15,48154			
$N_{tubs\ tla\ 9}=$		16			
$N_{t\ tla/2}=$		8			
$A_c=$		1,920146			
$u=$		0,110857	m/s	$\Gamma=$	0,0625032
$Re=$		4145		$Re=$	373,15
$Re=$		4145	ok		
$Pr=$		2,31			
Gnielinski+ filonenco	$\xi=$	0,040914		$Nu=$	7,408
	$Nusselt=$	25,48224		$ho=$	906,07
	$hi=$	1231,642	W/m <sup>2</sup> K		
Sieder Tate	$Nusselt=$	31,99649		$hod=$	10000 W/m <sup>2</sup> K
	$hi=$	1546,497		$hid=$	5000 W/m <sup>2</sup> K
				$U=$	353,52799 W/m <sup>2</sup> K
D-Boelter	$Nusselt$	23,16192			
	$hi$	1119,493		$A=$	1,86 m <sup>2</sup>
			$R=$	1,8836	
			$P=$	0,4591	
			$F=$	<b>0,97</b>	Gràficament

11.8 Disseny bescanviador sense canvi de fase

Geometria bescanviador					
<b>Costat dels tubs</b>			<b>Costat de la carcasa</b>		
	<b>do=</b>	0,0191 m		<b>Dc=</b>	0,38735 m
	<b>di=</b>	0,0148 m			
	<b>L=</b>	3,5 m			
	<b>k acer=</b>	16 W/m K			
<b>Interior dels tubs</b>			<b>Carcasa</b>		
<b>Fluid fred</b>			<b>Fluid calent</b>		
Cabal	<b>9360</b>	kg/h	Cabal (FL)=	<b>9000</b>	kg/h
	<b>2,6</b>	kg/s		<b>2,5</b>	kg/s
te=	<b>63</b>	°C	Te=	<b>360</b>	°C
ts=	<b>220</b>	°C	Ts=	<b>210</b>	°C
Cp=	<b>2,31</b>	kJ/kg °C	Cp=	<b>2,5</b>	kJ/kg k
dens=	<b>1125,43</b>	kg/m3	densliq=	<b>845</b>	kg/m3
k=	<b>0,15</b>	W/mk	kl=	<b>0,104</b>	W/mK
Visco=	<b>1,29E-03</b>	Kg/m*s	visco liq=	<b>5,00E-04</b>	Kg/m*s
Uinicial=	<b>175</b>	W/m2 k			
q=	<b>942,942</b>	kW			
DTML	<b>143,4715</b>	°C	Disposició en triangle		
Ao=	<b>37,55616</b>	m2	de=	<b>0,0239085</b>	
Ntubs calc=	<b>178,8253</b>		Ac=	<b>0,0093037</b>	
Ntubs tla 9=	<b>179</b>		Gc=	<b>268,71137</b>	
Nt tla/2=	<b>89,5</b>		Re=	<b>12848,998</b>	
Ac=	<b>37,59286</b>		Pr=	<b>12,02</b>	
u=	<b>0,150044</b>	m/s			
Re=	<b>1937</b>				
Re=	<b>1937</b>	ok	Nu=	<b>148,7784</b>	
Pr=	<b>19,87</b>		ho=	<b>647,17245</b>	
Gnielinski+	$\xi$ =	0,053025			0,27303
filonenco	Nusselt=	18,20163			44,6071
	hi=	184,4759	W/m <sup>2</sup> K		452,099
Sieder Tate	Nusselt=	34,84702			
	hi=	353,1793			
D-Boelter	Nusselt	24,03961			
	hi	243,6447			
			hod=	10000	W/m2 K
			hid=	5000	W/m2 K
			U=	175,14369	W/m2 K
		R=			0,95541
		P=		A=	37,525347 m2
		F=			1



11.9 Disseny bescanviadors quan es coneix el coeficient global (U)

		Geometria bescanviador			
Interior dels tubs				Carcasa	
Fluid fred				Fluid calent	
Cabal	<b>180</b> kg/h			Temperatures	
	<b>0,05</b> kg/s				
te=	<b>20</b> °C			Te=	<b>220</b> °C
ts=	<b>109</b> °C			Ts=	<b>50</b> °C
Cp=	<b>4,186</b> kJ/kg °C				
Uinicial=	<b>340</b> W/m <sup>2</sup> k				
q=	18,6277 kW				
DTML	61,91085 °C				
				R=	1,9101124
Ao=	0,931515 m <sup>2</sup>			P=	0,445
				<b>F=</b>	<b>0,95</b> Gràficament

## 11.10 Destil·lació flash

Mòdul 1																										
Pressió treball=	0,1 bars																									
V=	0,04																									
	Z1	Z2	Z3	Z4	Z5	Pvap-1	Pvap-2	Pvap-3	Pvap-4	Pvap-5	k1	k2	k3	k4	k5	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	Suma y=1
	0,04	0,0574	0,5339	0,3003	0,0684	2,5223238	0,4792378	0,0429155	0,004559	1,376E-05	25,223238	4,7923778	0,4291554	0,0455902	0,0001376	0,020316	0,0498396	0,5463758	0,3122194	0,0712496	0,5124254	0,2388501	0,2344802	0,0142341	9,803E-06	1
T*treball (°K)	Pr0,1	Pr0,2	Pr0,3	Pr0,4	Pr0,5	Pr1,1	Pr1,2	Pr1,3	Pr1,4	Pr1,5	f1	f2	f3	f4	f5											
590,4	-1,203494	-1,830881	-2,57905	-3,1399293	-4,3539902	-1,076383	-1,745784	-2,648618	-3,3918027	-5,1612172	-1,926823	-3,337492	-5,466047	-7,4509106	-12,70484											
Mòdul 2																										
Pressió treball=	0,065 bars																									
V=	0,18																									
T*treball	Z1	Z2	Z3	Z4	Z5	Pvap-1	Pvap-2	Pvap-3	Pvap-4	Pvap-5	k1	k2	k3	k4	k5	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	Suma y=1
°K	0,0203156	0,0498396	0,546376	0,3122194	0,0712496	3,600738	0,7574081	0,0793251	0,0097414	4,216E-05	55,395969	11,652433	1,2203861	0,1498676	0,0006486	0,001883	0,0170833	0,5255284	0,3686283	0,0868774	0,1042882	0,1990625	0,6413475	0,0552455	5,635E-05	1
Temperatura treball	Pr0,1	Pr0,2	Pr0,3	Pr0,4	Pr0,5	Pr1,1	Pr1,2	Pr1,3	Pr1,4	Pr1,5	f1	f2	f3	f4	f5											
611	-0,988708	-1,596962	-2,31944	-2,8601673	-4,0297607	-0,866305	-1,486472	-2,323197	-3,0145285	-4,6695189	-1,570865	-2,879787	-4,851727	-6,6916331	-11,585042											
Mòdul 3																										
Pressió treball=	0,01 bars																									
V=	0,845																									
T*treball	Z1	Z2	Z3	Z4	Z5	Pvap-1	Pvap-2	Pvap-3	Pvap-4	Pvap-5	k1	k2	k3	k4	k5	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	Suma y=1
°K	0,0018826	0,0170833	0,525528	0,3686283	0,0868774	3,6079297	0,7593446	0,079597	0,0097827	4,242E-05	360,79297	75,93446	7,9596951	0,9782672	0,0042424	6,17E-06	0,0002656	0,0763745	0,3755245	0,5478292	0,0022268	0,0201682	0,6079176	0,3673633	0,0023241	1
T*treball	Pr0,1	Pr0,2	Pr0,3	Pr0,4	Pr0,5	Pr1,1	Pr1,2	Pr1,3	Pr1,4	Pr1,5	f1	f2	f3	f4	f5											
611	-0,987493	-1,595642	-2,31798	-2,8585925	-4,0279361	-0,865144	-1,485042	-2,321399	-3,012441	-4,6667886	-1,56887	-2,877234	-4,848306	-6,6874049	-11,5788											

Mòdul 4																										
Pressió treball=	0,0027 bars																									
V=	0,305																									
T*treball	Z1	Z2	Z3	Z4	Z5	Pvap-1	Pvap-2	Pvap-3	Pvap-4	Pvap-5	k1	k2	k3	k4	k5	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	Suma y=1
*K	6,172E-06	0,0002656	0,076374	0,3755245	0,5478292	3,6001266	0,7572435	0,079302	0,0097379	4,214E-05	1333,3802	280,46057	29,371111	3,6066267	0,0156064	1,52E-08	3,08E-06	0,0079118	0,2092034	0,7828816	2,02E-05	0,0008638	0,2323795	0,7545186	0,0122179	1
T*treball	Pr0,1	Pr0,2	Pr0,3	Pr0,4	Pr0,5	Pr1,1	Pr1,2	Pr1,3	Pr1,4	Pr1,5	f1	f2	f3	f4	f5											
611	-0,988812	-1,597074	-2,31957	-2,8603014	-4,029916	-0,866404	-1,486594	-2,32335	-3,0147062	-4,6697513	-1,571035	-2,880004	-4,852018	-6,6919929	-11,585574											
Mòdul 5																										
Pressió treball=	0,00125 bars																									
V=	0,12																									
T*treball	Z1	Z2	Z3	Z4	Z5	Pvap-1	Pvap-2	Pvap-3	Pvap-4	Pvap-5	k1	k2	k3	k4	k5	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	Suma y=1
*K	1,515E-08	3,08E-06	0,007912	0,2092034	0,7828816	3,6459809	0,7696064	0,0810414	0,0100025	4,384E-05	2916,7847	615,68514	64,833124	8,0020278	0,0350711	4,32E-11	4,12E-08	0,0009136	0,1136825	0,8854038	1,259E-07	2,536E-05	0,0592322	0,9096903	0,0310521	1
T*treball	Pr0,1	Pr0,2	Pr0,3	Pr0,4	Pr0,5	Pr1,1	Pr1,2	Pr1,3	Pr1,4	Pr1,5	f1	f2	f3	f4	f5											
611	-0,981103	-1,588704	-2,31029	-2,8503107	-4,0183408	-0,859041	-1,477528	-2,311954	-3,00147	-4,6524376	-1,558379	-2,86381	-4,830321	-6,6651791	-11,545985											
Mòdul 6																										
Pressió treball=	0,001 bars																									
V=	0,06																									
T*treball	Z1	Z2	Z3	Z4	Z5	Pvap-1	Pvap-2	Pvap-3	Pvap-4	Pvap-5	k1	k2	k3	k4	k5	x1	x2	x3	x4	x5	y1	y2	y3	y4	y5	Suma y=1
*K	4,318E-11	4,12E-08	0,000914	0,1136825	0,8854038	4,3649798	0,96824	0,1101907	0,0146217	7,681E-05	4364,9798	968,23996	110,19066	14,621681	0,0768133	1,64E-13	6,978E-10	0,000121	0,0625557	0,9373232	7,17E-10	6,757E-07	0,0133314	0,914669	0,0719988	1
T*treball	Pr0,1	Pr0,2	Pr0,3	Pr0,4	Pr0,5	Pr1,1	Pr1,2	Pr1,3	Pr1,4	Pr1,5	f1	f2	f3	f4	f5											
622	-0,870953	-1,469312	-2,17811	-2,70798	-3,8534682	-0,755115	-1,349823	-2,151339	-2,8147381	-4,4077008	-1,37839	-2,634209	-4,523069	-6,2855122	-10,985128											