



# DISSENY DEL SISTEMA DE REACCIÓ D'UNA PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ANHÍDRID FTÀLIC

*Disseny de compressor, intercanviadors de calor, disseny mecànic de reactor i estudi econòmic del sistema de reacció*

TREBALL DE FI DE GRAU

**Identificació:** TFG\_214043\_Harguindey  
**Membres:** Albert Harguindey Sánchez  
**Grau:** Enginyeria Química  
**Tutor:** José Antonio Borque Galindo  
Tarragona, 5 de Juny del 2014



### **Nota d'autor**

*Aquest projecte ha estat elaborat conjuntament per Sonia Faulo Navarro, Andrea González Rodríguez i Albert Harguindey Sánchez. La col·laboració de tots els membres ha estat indispensable per a la completa realització del projecte.*

*En aquest projecte es mostra el treball realitzat per Albert Harguindey Sánchez que engloba el disseny del compressor i de tres intercanviadors de calor, el disseny mecànic del reactor i l'estudi econòmic del sistema de reacció.*







## ÍNDIX

1. INTRODUCCIÓ .....	1
1.1. Agraïments .....	2
2. ETAPA PRELIMINAR [COMÚ] .....	3
2.1. Descripció del projecte .....	3
2.2. Abast del projecte .....	3
2.3. Estudi bibliogràfic i alternatives de procés .....	4
2.4. Planificació inicial del projecte (Diagrama de Gantt) .....	7
3. BASES PER AL DESENVOLUPAMENT DEL PROJECTE [COMÚ] .....	12
3.1. Bases de disseny .....	12
3.1.1. Especificacions de l'alimentació .....	12
3.1.2. Capacitat, flexibilitat operativa i factor de servei .....	12
3.1.3. Especificacions dels productes .....	12
3.1.4. Condicions de les matèries primeres i productes al L.B. ....	13
3.1.5. Altres criteris de disseny .....	14
3.2. Dades bàsiques per al desenvolupament de l'enginyeria .....	14
3.2.1. Energies disponibles .....	14
3.2.1.1. Vapor d'aigua .....	14
3.2.1.2. Condensat .....	14
3.2.1.3. Aigua .....	15
3.2.1.4. Aire .....	15
3.2.1.5. Nitrogen .....	15
3.2.1.6. Sals foses .....	15
3.2.2. Preu de les energies .....	15

3.2.3. Dades de l'emplaçament .....	15
3.2.3.1. Climàtics, pluviomètrics, sísmics.....	16
3.2.3.2. Elevació i estructura del terreny.....	19
3.2.4. Normes i codis de disseny oficials .....	19
3.2.4.1. Intercanviadors de calor .....	20
3.2.4.2. Canonades .....	20
3.2.4.3. Equips dinàmics: bombes i compressors.....	20
3.2.4.4. Instrumentació.....	20
4. DESENVOLUPAMENT DE L'ENGINYERIA BÀSICA .....	22
4.1. Elaboració de diagrames .....	22
4.1.1. Diagrama de Blocs (BFD) [Comú] .....	22
4.1.2. Diagrama de simulació [Comú] .....	22
4.1.3. Diagrama de flux de procés (PFD) [González].....	22
4.1.4. Diagrama d'implantació (Plot plan) [Comú] .....	22
4.1.5. P&ID [González].....	23
4.2. Disseny bàsic.....	35
4.2.1. Disseny de canonades [Faulo].....	35
4.2.1.1. Diàmetre, perfil hidràulic per trams .....	35
4.2.1.2. Disseny mecànic de canonades i accessoris .....	36
4.2.1.3. Relació de canonades i accessoris.....	37
4.2.2. Disseny de la instrumentació i control [González] .....	51
4.2.2.1. Caracterització de les estratègies de control .....	51
4.2.2.2. Disseny de la instrumentació i control .....	54
4.2.2.3. Relació d'instruments de control.....	54
4.2.2.4. Sistema d'enclavaments .....	60

4.2.3. Disseny d'equips .....	60
4.2.3.1. Bomba P-101 A/B [Faulo] .....	60
4.2.3.2. Intercanviador HE-101 [Comú].....	61
4.2.3.3. Compressor C-101 A/B/C/D/E [Harguindey] .....	61
4.2.3.4. Intercanviador de calor HE-102 A/B/C/D/E [Harguindey].....	62
4.2.3.5. Intercanviador de calor HE-103 A/B/C/D/E [Harguindey].....	62
4.2.3.6. Intercanviador de calor HE-104 A/B [Harguindey] .....	63
4.2.3.7. Intercanviador de calor HE-105 A/B [González].....	63
4.2.3.8. Fulls d'especificació dels equips .....	64
4.2.3.8.1. Bomba P-101 A/B .....	65
4.2.3.8.2. Intercanviador de calor HE-101 .....	66
4.2.3.8.3. Reactor R-101.....	67
4.2.3.8.4. Reactor R-102.....	68
4.2.3.8.5. Reactor R-103.....	69
4.2.3.8.6. Compressor C-101 A/B/C/D/E.....	70
4.2.3.8.7. Intercanviador de calor HE-102 A/B/C/D/E .....	71
4.2.3.8.8. Intercanviador de calor HE-103 A/B/C/D/E .....	72
4.2.3.8.9. Intercanviador de calor HE-104 A/B.....	73
4.2.3.8.10. Intercanviador de calor HE-105 A/B.....	74
4.3. Descripcions [Comú].....	75
4.3.1. Descripció funcional del projecte.....	75
4.3.1.1. Descripció general de la planta .....	75
4.3.1.2. Descripció del sistema de reacció .....	77
5. DISSENY DEL REACTOR [COMÚ] .....	79
5.1. Introducció.....	79
5.2. Característiques de la reacció .....	79
5.3. Reaccions.....	79
5.4. Cinètiques de la reacció.....	80
5.5. Possibles alternatives de reactors a estudiar.....	81

5.6. Condicions d'entrada.....	83
5.7. Modelització.....	83
5.7.1. Cabals molars .....	84
5.7.2. Temperatura .....	84
5.7.3. Pressió .....	85
5.7.4. Temperatura de mescla.....	86
5.7.5. Límits d'explosivitat .....	87
5.8. Resolució del model .....	90
5.9. Resultats .....	91
5.9.1. Reactor adiabàtic amb injeccions intermèdies .....	91
5.9.2. Reactor refrigerat d'una sola etapa.....	92
5.9.3. Disseny amb diversos reactors .....	93
5.9.3.1. Primer reactor .....	94
5.9.3.2. Segon Reactor .....	96
5.9.3.3. Tercer Reactor .....	98
5.9.3.4. Disseny mecànic dels reactors. [Harguindey] .....	99
5.9.3.5. Anàlisi d'alternatives.....	101
5.9.3.6. Sumari de resultats .....	102
6. SEGURETAT EN EL DISSENY DE LES INSTAL·LACIONS [FAULO] .....	107
6.1. Seguretat de processos .....	107
6.1.1. Anàlisi de risc preliminar.....	107
6.1.2. Zones ATEX .....	111
6.1.2.1. Identificació dels emplaçaments .....	111
6.1.2.2. Identificació de substàncies inflamables .....	112
6.1.2.3. Identificació de les fonts d'escapament .....	112
6.1.2.4. Grau d'escapament.....	112
6.1.2.5. Anàlisi de la taxa d'escapament .....	113
6.1.2.6. Càlcul de la taxa d'escapament .....	113

6.1.2.7. Determinació del grau i la disponibilitat .....	113
6.1.2.8. Determinació del tipus de zona perillosa .....	114
6.1.2.9. Càlcul de l'extensió de la zona.....	114
6.1.2.10. Diagrama de zones ATEX.....	115
6.1.3. Protecció d'equips a sobrepressió .....	116
6.1.3.1. Escenari foc .....	116
6.1.3.2. Escenari bloqueig .....	116
6.1.3.3. Fitxes d'especificació de les vàlvules de seguretat .....	117
6.1.3.3.1. PSV-1101 A/B.....	118
6.1.3.3.2. PSV-1102 A/B.....	119
6.1.3.3.3. PSV-1202 A/B i PSV-1203 A/B .....	120
6.1.3.3.4. PSV-1204 A/B i PSV-1205 A/B .....	121
6.1.3.3.5. PSV-1301 A/B/C/D/E .....	122
6.1.3.3.6. PSV-1302 A/B/C/D/E .....	123
6.1.3.3.7. PSV-1401 A/B i PSV-1402 A/B .....	124
6.1.4. Plans d'Autoprotecció .....	125
6.1.4.1. Incendis i explosions .....	125
6.1.4.2. Fuites de gas .....	126
6.1.4.3. Vessaments de líquids .....	126
6.2. Seguretat laboral.....	127
6.2.1. Avaluació de riscos laborals i equips de protecció personal.....	127
6.3. Fitxes de seguretat dels productes .....	128
7. ASPECTES AMBIENTALS AL DISSENY DE LES INSTAL·LACIONS [FAULO]	
.....	129
7.1. Marc legal.....	129
7.2. Identificació i avaluació de les emissions a l'aire, aigua i sol.....	129

7.2.1. Emissions atmosfèriques .....	129
7.2.1.1. Emissions fugitives .....	129
7.2.1.2. Emissions a torxa .....	130
7.2.1.3. Fuites de gasos .....	131
7.2.1.4. Vessaments de substàncies líquides .....	132
7.3. Residus sòlids .....	132
7.4. Despesa energètica .....	132
7.4.1. Gestió energètica .....	133
7.5. Identificació dels impactes ambientals.....	133
7.5.1. Caracterització dels impactes .....	135
7.5.1.1. Avaluació i valoració dels impactes .....	137
7.5.2. Valoració qualitativa .....	137
8. ESTUDI ECONÒMIC [HARGUINDEY] .....	139
8.1. Pressupost d'execució del projecte .....	139
8.2. Compte de resultats .....	140
8.3. Avaluació global de la inversió .....	141
9. BIBLIOGRAFIA I REFERÈNCIES .....	147
10. TAULA NOMENCLATURA.....	149

## 1. INTRODUCCIÓ

<b>TÍTOL</b>	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic.	
<b>NÚMERO</b>	214043	
<b>DATA</b>	21 de Maig del 2014	<b>LOCALITZACIÓ</b> Tarragona
<b>AUTORS</b>	Sonia Faulo Navarro	Responsable de Planta
	Andrea González Rodríguez	Responsable de Procés
	Albert Harguindey Sánchez	Responsable d'Enginyeria

El projecte consisteix en el disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic, de la que no es disposa més informació que l'existent a la bibliografia. L'equip central d'aquesta és el reactor, per al disseny del qual s'ha dut a terme la programació d'un codi de simulació que modelitza el desenvolupament de la reacció d'acord a les cinètiques introduïdes i el sistema de refrigeració escollit, permetent la possibilitat d'afegir injeccions intermèdies. També s'inclou el disseny de la resta dels equips i canonades necessàries per al funcionament del reactor així com el control del procés, els estudis de seguretat i de mediambient. Es conclou amb un anàlisi de la viabilitat econòmica del disseny del sistema de reacció presentat.

Responsable de Planta: s'encarrega del disseny i llistat de les canonades, disseny de la bomba P-101, estudis de seguretat i de mediambient i especificacions de les vàlvules de seguretat (PSV).

Responsable de Procés: s'encarrega del disseny de les estratègies de control del procés, de l'elaboració dels diagrames PFD i P&ID, del càlcul i selecció de les vàlvules de control i llistat dels instruments, del disseny de l'intercanviador de calor HE-105 i la seva especificació.

Responsable d'Enginyeria: s'encarrega del disseny de la secció de compressió i recuperació tèrmica, compressor C-101 i intercanviadors de calor HE-102, HE-103 i HE-104, del disseny mecànic dels reactors R-101, R-102 i R-103 i l'anàlisi de la viabilitat econòmica del sistema de reacció.

### **1.1. Agraïments**

Gràcies a *Ariel Compressors* per tota l'ajuda prestada per al disseny del sistema d'aspiració d'aire, oferint desinteressadament consell i *software* per tal de realitzar l'enginyeria bàsica dels compressors.

Gràcies també a totes aquelles persones alienes al projecte que han ajudat en la seva realització donant suport i consell a l'equip.

## **2. ETAPA PRELIMINAR [COMÚ]**

### **2.1. Descripció del projecte**

La finalitat del projecte consisteix en el disseny de la zona de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic, amb una producció anual de 120000 tones/any, ubicada al polígon industrial de Tarragona, propera al complex de Repsol Refino.

Diversos estudis demostren que la demanda d'aquest producte ha augmentat en els darrers anys i que actualment la demanda mundial d'aquest es troba al voltant de les 3600000t/any. Les previsions constaten que el creixement de la demanda d'aquest producte oscil·la entre el 3.0 i el 3.5% anual.

A Espanya, la única productora d'anhídrid ftàlic existent prové de la refinaria "Gibraltar" de CEPSA i, per aquest mateix motiu, la seva producció es troba subjecta a canvis, ja que aquesta depèn de la demanda del seu producte principal. La instal·lació d'aquesta planta suposaria la creació d'una forta competència per a CEPSA, ja que deixaria de ser la única productora. La finalitat consistiria en abastir la demanda de gran part del mercat espanyol, gràcies als preus competitius i a l'adaptabilitat de les necessitats del mercat, amb exportacions a tot el continent europeu, gràcies a la seva bona ubicació per a l'exportació, i amb possibilitat d'expansió al continent americà.

Per altra banda, suposaria un conjunt de millores per a la població de la zona, proporcionant llocs de treball i per extensió, una millora substancial en el seu entorn.

### **2.2. Abast del projecte**

El projecte engloba el disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic. Per poder dur a terme el disseny es realitza un estudi bibliogràfic de tot el procés productiu, tot i això, no s'inclourà en el projecte l'anàlisi detallat de cap de les seccions posteriors a la reacció, ja que només s'han estudiat amb motiu del correcte disseny de la secció de reacció. Tampoc es troba dins de l'abast del projecte l'estudi del sistema d'emmagatzematge dels reactius, productes i *utilities*.

La planta té una capacitat de producció de 120000 tones anuals i es considera que estarà operativa 8000hores a l'any. Els cabals inicials a tractar són de 12.7 tones/h d'orto-xilè i 66.8 tones/h d'aire produint 14.0 tones/h d'anhídrid ftàlic.

El disseny de la secció de reacció engloba des del sistema d'impulsió fins al

reaprofitament de calor a la sortida del reactor, incloent el sistema d'aspiració i la refrigeració de les sals foses. Això implica el disseny dels següents equips: la bomba d'impulsió d'ortoxilè, l'evaporador d'ortoxilè, el reactor, l'intercanviador de calor per aprofitar el calor de sortida del reactor, el compressor d'aspiració, els intercanviadors de refrigeració entre etapes de compressió i l'intercanviador de refrigeració de les sals. El disseny dels equips inclou l'enginyeria bàsica així com el seu dimensionament i disseny mecànic. La part central del projecte és la modelització i dimensionament del reactor, incloent el seu sistema de refrigeració.

També s'elabora el digrama de blocs *BFD*, de flux de procés *PFD*, de canonades i instruments *P&ID*, d'implantació (*Plot plan*) i de simulació, ja que es realitza la simulació del procés mitjançant el programa *Aspen Plus*.

A banda dels equips es troba dins de l'abast del projecte el disseny de les canonades i de la instrumentació i control. De les canonades es realitza el seu dimensionament, el qual inclou la determinació del diàmetre necessari, així com el gruix d'aïllament tèrmic pertinent per a complir amb la normativa establerta. Per altra banda, també es determina la relació de canonades i accessoris d'aquest. Del sistema de control es duu a terme la caracterització de les estratègies de control, la selecció i dimensionament de les vàlvules de control, la relació d'instruments de control i el sistema d'enclavaments.

Per a garantir la seguretat de la planta es realitza un estudi de seguretat que consta d'un estudi de les zones *ATEX* de la planta així com un anàlisi *Hazop* dels reactors. També es troba inclòs l'impacte mediambiental del procés que pretén aportar solucions als possibles efectes contaminants del procés, identificant i avaluant les emissions a l'aire, aigua i sòl, els residus sòlids produïts i els consums d'energia i recursos naturals.

Per últim, per tal de determinar la viabilitat del procés es duu a terme un anàlisi econòmic que inclou els comptes de resultats, el pressupost que implica el projecte i una avaluació global de la inversió així com un anàlisi de sensibilitat.

Es troben fora de l'abast del projecte la discussió del manteniment de les instal·lacions així com els manuals d'operació.

### **2.3. Estudi bibliogràfic i alternatives de procés**

Aquest projecte es concentra en la modelització i dimensionament del reactor. No obstant, per tal d'entendre en profunditat els requeriments tècnics de l'equip s'ha començat

desenvolupant una recerca bibliogràfica del procés en enciclopèdies de processos, concretament la enciclopèdia Ullmann's (ref.1) i la enciclopèdia Kirk (ref.2), combinat amb una recerca per internet, de la que s'han obtingut nocions sobre les diferents alternatives a l'hora de produir anhídrid ftàlic en més d'un article que estudia la modelització del procés en el simulador *Aspen* (ref.3) (ref.31).

Aquesta recerca s'ha combinat amb la d'estudis de mercat, trobant estimacions del preu actual de les matèries primes i permetent una selecció optimitzada i amb criteri del procés.

Fruit d'aquesta recerca s'ha determinat que la major part del processos existents al mercat es basen en la producció de l'anhídrid ftàlic a partir de naftalè o d'una combinació variable entre orto-xilè i naftalè. El naftalè s'obté habitualment del quitrà d'hulla, que a la vegada s'obté de la producció de carbó de coc. Per tant, no sorprèn que la majoria d'aquests processos provenen del segle XIX o principis del segle XX, època en la que la producció de carbó de coc era molt més habitual que en l'actualitat. Aquest desús generalitzat a nivell mundial del carbó com a font d'energia té fortes arrels en una major consciència de la protecció mediambiental, de manera que en els pròxims anys s'espera que la tendència continuï progressant cap al desús del carbó. Aquest fet en combinació amb un augment constant de la demanda d'anhídrid ftàlic a nivell mundial ha provocat que el preu del naftalè es dispari, convertint la major part del processos existents en obsolets.

L'orto-xilè és un producte habitual de refineria, el preu del qual únicament es modifica en base al preu del cru, essent fàcil d'obtenir si es situa la planta al costat d'una refineria.

Partint doncs de la filosofia de disseny d'utilitzar només orto-xilè i oxigen com a matèries primeres del procés s'ha realitzat un anàlisi dels catalitzadors disponibles per a efectuar la reacció. La primera elecció de procés ha sigut treballar en fase gas, ja que encara que s'han realitzat alguns reactors experimentals en fase líquida, els resultats d'aquests no són prometedors (ref.1). Dels catalitzadors per fase gas disponibles per a l'oxidació parcial d'orto-xilè el més estable i estudiat i, per tant, amb el que permet realitzar una predicció més precisa del punts calents es el  $V_2O_5$ - $TiO_2$ .

S'han trobat diversos autors que estudien aquesta reacció tant a escala industrial (ref.4), (ref.5) com a escala de laboratori (ref.6), (ref.7), (ref.8), (ref.9). No obstant, cal destacar la utilització en especial d'un article publicat al 2003 per Anastasov (ref.10) i de l'article del 1977 per Calderbank (ref.11). Aquest últim ha estat força difícil d'obtenir, però és el punt de partida per la majoria dels autors citats i exposa els principis de funcionament de les cinètiques de la reacció.

Un cop obtingudes aquestes cinètiques, s'ha pogut determinar la geometria general del

reactor, i el procés s'ha adaptat als seus requeriments. S'ha analitzat la utilització d'aire atmosfèric com a mètode d'injecció d'oxigen a la reacció i la recirculació de gasos de combustió com a font d'inert. Al final, tal i com es detalla a la secció d'estudi del reactor 5 s'ha optat per l'ús d'aire com a font d'oxigen i per descartar la recirculació de gasos en el reactor.

Per a l'estudi de la reacció també ha estat important realitzar una recerca bibliogràfica sobre els diferents mètodes de refrigeració pel reactor, ja que es tracta d'una reacció molt exotèrmica. El reactor es troba a alta temperatura, propera als 500°C en alguns punts, per tant, el fluid utilitzat ha de romandre estable a aquestes temperatures per evitar que es degradi amb el contacte amb les parets de l'intercanviador. Diferents olis tèrmics han estat analitzats per a aquesta funció ja que permeten un intercanvi senzill d'energia i romanen sempre líquids. No obstant, els únics que arriben a apropar-se a aquestes temperatures són olis tèrmics especials preparats per a plantes de generació d'energia solar del tipus CSP i processos químics a alta temperatura, en concret els olis DOWTHERM A i SYLTHERM 800 Stabilized HTF (Ref.12), ambdós manufacturats per la empresa *Dow chemicals*. No obstant, ni tan sols aquests olis poden resistir les altes temperatures produïdes a l'interior del reactor, de manera que continuant amb els fluids utilitzats en plantes CSP s'han analitzat diversos tipus de sals foses.

S'han trobat diverses fonts d'informació sobre els diferents tipus de sals foses i les seves propietats, es destaquen fonts d'informació governamentals com el document publicat pel NIST (ref.13) i el document publicat pel laboratori nacional de Idaho (ref.14). També s'han cercat les propietats en el Hewit (ref.15). Finalment s'ha optat per les sals foses d'alta temperatura *Dynalene MS-1*, fabricades per l'empresa *Dynalene*, a la pagina web de la qual es poden trobar fitxes d'especificació detallades sobre el seu producte (ref.20).

Una altra opció analitzada ha sigut la d'operar a menor temperatura per tal d'evitar les complicacions inherents de les sals foses, al tornar-se aquestes sòlides a temperatura ambient. No obstant, aquesta opció ha estat descartada degut a que la cinètica de la reacció disminueix molt ràpidament al disminuir la temperatura i es una opció no recomanada per diversos autors (ref.10), (ref.11).

Un altre punt de l'anàlisi bibliogràfic ha estat l'estudi dels límits d'explosivitat a l'interior del reactor. Aquest estudi és important, ja que encara que diversos autors proposen normes bàsiques aquestes no asseguruen una operació sense possibilitat de producció de flama, de manera que no garanteixen un funcionament segur de l'equip.

Per tal d'estudiar els límits d'explosivitat primer s'han buscat els límits d'explosivitat en condicions atmosfèriques dels components presents al reactor, fàcilment obtinguts

mitjançant una recerca per internet. Per tal d'estimar el MOC quan no es disposa de dades bibliogràfiques, s'ha seguit el mètode recomanat per la NFPA per aquestes situacions.

La influència de la pressió i la temperatura s'ha trobat tant a internet com a la bibliografia (ref.16). A partir de la informació obtinguda i de l'anàlisi de diversos diagrames ternaris d'explosivitat s'ha elaborat un mètode per tal d'estimar els límits d'explosivitat en funció de la concentració d'inert i oxigen presents al reactor. Es pot trobar més informació a l'apartat que estudia aquest aspecte del reactor a l'apartat 5.7.5. Les prediccions efectuades concorden aproximadament amb les normes bàsiques exposades pels autors de la bibliografia podent considerar-les una bona aproximació a la solució del problema.

#### **2.4. Planificació inicial del projecte (Diagrama de Gantt)**

A continuació s'inclou la programació inicial de les tasques a desenvolupar pels integrants de l'equip al llarg de la realització del projecte.









### **3. BASES PER AL DESENVOLUPAMENT DEL PROJECTE [COMÚ]**

#### **3.1. Bases de disseny**

##### **3.1.1. Especificacions de l'alimentació**

Per al procés és necessària una alimentació d'orto-xilè i oxigen. L'orto-xilè és subministrat per Repsol Refino, ja que es tracta d'un subproducte del seu procés. Pel que fa a l'oxigen, aquest s'obté d'aire filtrat gràcies a un sistema d'aspiració instal·lat a la pròpia planta.

A continuació es mostra una taula amb les propietats de l'alimentació.

Taula 3.1.1. Especificacions de l'alimentació.

Compost	Orto-xilè	Oxigen		
Formula química	$C_8H_{10}$	$O_2$		
CAS	95-47-6	7782-44-7		
Pes molecular (g/mol)	106.16	31.99		
Estat d'agregació	líquid	gas		
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	879	1.43		
Punt d'ebullició (°C)	144	-183		
Puresa (%)	98.5	21.0		
Altres components (%)	1.05	meta-xilè	78.0	nitrogen
	0.45	para-xilè	1.00	altres

##### **3.1.2. Capacitat, flexibilitat operativa i factor de servei**

La capacitat màxima de la secció de reacció de la planta serà de 120000 T/any.

El producte serà exportat a tot el continent Europeu i Americà, on hi ha la major demanda d'aquest producte.

S'ha determinat que la planta estarà en actiu durant un període de tres anys, les 24h del dia, amb una parada prevista en el tercer any d'una duració de dos mesos per a realitzar treballs de manteniment. Aquests fets fan que la secció de reacció presenti un factor de servei del 94%.

##### **3.1.3. Especificacions dels productes**

El producte obtingut en la secció de reacció és un corrent de mescla format per diverses

substàncies tals com anhídrid maleic, ftalida, orto-tolualdehid, monòxid de carboni, diòxid de carboni, aigua, oxigen, nitrogen i orto-xilè, juntament amb el producte desitjat, que és l'anhídrid ftàlic. Aquest corrent, posteriorment es dirigeix a la secció de separació, on tindran lloc els tractaments pertinents per obtenir les especificacions adequades per a la seva venda.

Cal esmentar que la reacció assoleix una conversió del 98% i la selectivitat del producte es veu afavorida per les condicions en les quals té lloc la reacció. Per a informació més detallada consultar l'apartat 5.

A continuació es mostra una taula amb totes les característiques del corrent en qüestió.

Taula 3.1.2. característiques de qualitat dels components del corrent de sortida.

Compost	Fórmula química	Pes molecular (g/mol)	Fracció massica
Anhídrid ftàlic	$C_8H_4O_3$	148.1	0.161
Orto-tolualdehid	$C_8H_8O$	120.1	0.002
Ftalida	$C_8H_6O_2$	134.1	$7.54 \cdot 10^{-5}$
Monòxid de carboni	CO	28.0	0.009
Diòxid de carboni	CO <sub>2</sub>	44.1	0.044
Anhídrid maleic	$C_4H_2O_3$	98.1	0.013
Aigua	H <sub>2</sub> O	18.0	0.078
Nitrogen	N <sub>2</sub>	28.0	0.655
Oxigen	O <sub>2</sub>	32.0	0.032
Orto-xilè	$C_8H_{10}$	106.2	0.003

### 3.1.4. Condicions de les matèries primeres i productes al L.B.

Les condicions d'entrada i sortida, tant de les matèries primeres com dels productes obtinguts a la sortida del reactor, s'especifiquen en les taules següents:

Taula 3.1.3. Característiques dels compostos d'alimentació.

Compost	Estat	Temperatura (°C)	Pressió (bara)	Cabal (kg/h)
Orto-xilè	Líquid	25	1.25	12689.1
Aire	Gas	25	1.00	66768.1

L'orto-xilè entra al sistema de reacció subministrat per la refinaria i s'emmagatzema en un tanc fora de l'abast del projecte, d'on s'aspira i posteriorment s'envia a procés.

L'aire, per altra banda, és atmosfèric i es fa passar per un filtre per eliminar possibles partícules.

Taula 3.1.4. Característiques dels compostos de sortida del reactor.

Compost	Estat	Temperatura (°C)	Pressió (bara)	Cabal (kg/h)
Orto-xilè	Gas	201	2.51	272.3
Oxigen	Gas	201	2.51	2792.7
Nitrogen	Gas	201	2.51	56906.9
Orto-tolualdehid	Gas	201	2.51	177.5
Ftalida	Gas	201	2.51	6.55
Anhídrid ftàlic	Gas	201	2.51	14042.4
Monòxid de carboni	Gas	201	2.51	826.0
Diòxid de carboni	Gas	201	2.51	3905.1
Anhídrid maleic	Gas	201	2.51	1146.5
Aigua	Gas	201	2.51	6799.3

El corrent de producte, consisteix en la sortida de l'intercanviador HE-104, i està conformat pels compostos anteriors. Aquest corrent es dirigeix a la secció de separació, no estudiada, per tal de purificar el producte per a la seva venda.

En aquest cas, no hi ha límits de bateria ja que els corrents de procés no surten mai de la secció tractada.

### 3.1.5. Altres criteris de disseny

Aquest projecte s'ha efectuat sense disposar de precedents, per tant, gran part de les bases de disseny provenen de la bibliografia i una altra gran part provenen del criteri de l'equip darrere del projecte, analitzant en cada decisió múltiples alternatives de disseny i escollint en cada cas la més adequada.

## 3.2. Dades bàsiques per al desenvolupament de l'enginyeria

### 3.2.1. Energies disponibles

#### 3.2.1.1. Vapor d'aigua

Taula 3.2.1. Característiques del vapor d'alta pressió.

Pressió (bara)	Temperatura (°C)
23	220

#### 3.2.1.2. Condensat

Taula 3.2.2. Característiques del condensat d'alta pressió.

Pressió (bara)	Temperatura (°C)
23	220

**3.2.1.3. Aigua**

Taula 3.2.3. Característiques del subministrament i retorn de l'aigua de refrigeració.

	Pressió (bara)	Temperatura (°C)
Aigua de refrigeració subministrada	3.0	35
Aigua de refrigeració retornada	23	50

**3.2.1.4. Aire**

Taula 3.2.4. Característiques de l'aire.

	Pressió (bara)	Temperatura (°C)
Aire d'instruments	8.0	25

**3.2.1.5. Nitrogen**

Taula 3.2.5. Característiques del nitrogen.

	Pressió (bara)	Temperatura (°C)
	8.0	25 (ambient)

**3.2.1.6. Sals foses**

Les sals foses s'utilitzen com a refrigerant del reactor degut als pics de temperatura propers als 500°C que tenen lloc al seu interior.

Taula 3.2.6. Característiques de les sals foses a l'entrada i sortida dels reactors.

	Pressió (bara)	Temperatura (°C)
Entrada reactors	3.5	260
Sortida reactors	3.0	405

**3.2.2. Preu de les energies**

El preu de les energies requerides pel funcionament de la planta es troben degudament detallades a l'apartat d'anàlisis econòmic 8.

**3.2.3. Dades de l'emplaçament**

El sistema de reacció es troba ubicada a Tarragona, el qual es troba a prop de les zones urbanitzades com la pobla de Mafumet, el Morell i Perafort, tal com es pot observar en la figura següent.

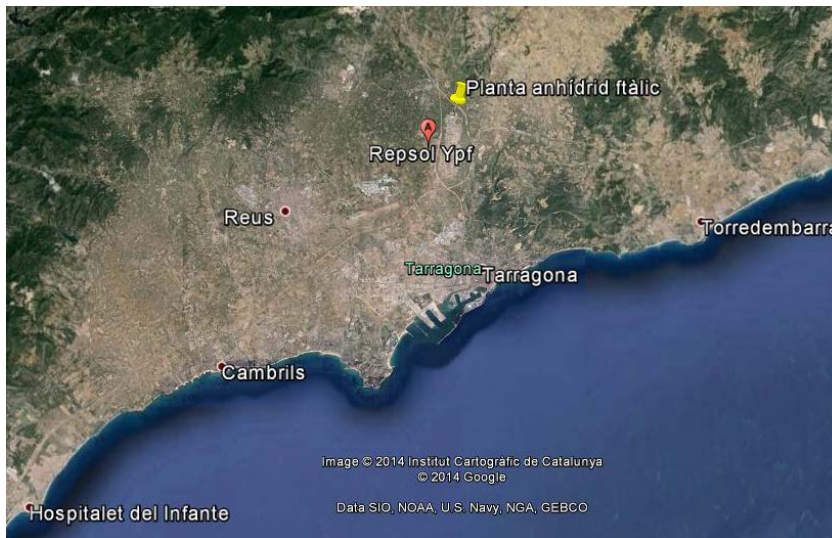


Figura 3.2.1. Ubicació geogràfica de la planta de producció d'anhídrid ftàlic.

La seva localització exacta es troba en el polígon industrial de Tarragona, amb les coordenades:  $41^{\circ}12'13.91''$  N  $1^{\circ}13'33.09''$  E. La carretera d'accés al complex és la T-750, i la planta es troba a 5 km del complex de Repsol i a 13 km de la ciutat de Tarragona.

### **3.2.3.1. Climàtics, pluviomètrics, sísmics**

La zona del camp de Tarragona presenta un clima mediterrani típic, que es caracteritza per hiverns suaus i plujosos i estius secs i calorosos, amb tardors i primaveres variables tant en temperatures com en precipitacions.

La temperatura mitjana anual supera lleugerament els  $16^{\circ}\text{C}$  i les precipitacions assoleixen els 500mm. Les precipitacions són irregulars, tot i que els mesos més secs es corresponen als d'estiu, seguits pels d'hivern, ja que durant la primavera i la tardor es registren majors valors de precipitació. La possibilitat de precipitació s'estén durant tot l'any i freqüentment és d'elevada intensitat, tot i que de curta durada. Durant l'estiu es registren major nombre d'episodis de tempesta. És possible trobar neu, tot i que aquesta no cau amb suficient intensitat o duració com per a cobrir la superfície, fet que el converteix en un fenomen subjectivament percebut com a menys freqüent del que en realitat és.

La mitjana de dies amb precipitació anual és d'únicament 51.

Les temperatures presenten una pauta molt més regular i previsible. Les gelades no són freqüents i moltes no arriben a registrar-se. Les temperatures en els dies més calorosos no acostumen a superar els  $30^{\circ}\text{C}$ , tot i que és possible que en determinats anys aquestes superin els  $35^{\circ}\text{C}$  durant un període curt de temps.

Els valors més extrems que s'han registrat són:  $-6.5^{\circ}\text{C}$  i  $39^{\circ}\text{C}$ .

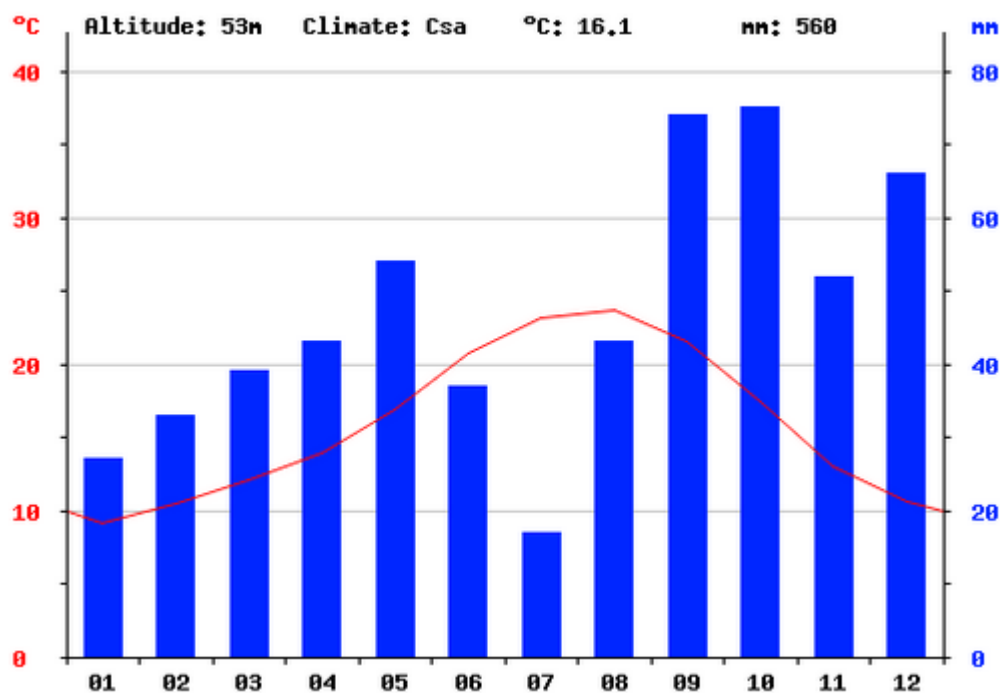


Figura 3.2.2. Climograma de la regió de Tarragona.

El vent predominant a la zona és el Mestral, sec i fred si prové del nord, i més suau i fins i tot càlid a mesura que avança cap al oest.

En figura 3.2.2. es poden veure les precipitacions i la temperatura a la zona de Tarragona per a cada més de l'any.

Al tractar-se d'una zona industrial, la qualitat de l'aire és de gran importància per a controlar les emissions a l'atmosfera.

Segons la classificació realitzada pel Departament de Medi Ambient i Habitatge, la zona on es troba ubicada la planta està identificada com una Zona de Qualitat d'aire (ZQA) 4: Camp de Tarragona.

En la taula següent es mostra la contaminació atmosfèrica de la zona del camp de Tarragona el dia 6/5/2014.

Taula 3.2.7. Qualitat de l'aire en el camp de Tarragona (ref.17)

	SO <sub>2</sub>	NO	NO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S
Màxima ( $\mu\text{g}/\text{m}^3$ )	3	2	26	3.9
Mitjana ( $\mu\text{g}/\text{m}^3$ )	2	1	15	1.7
Mínima ( $\mu\text{g}/\text{m}^3$ )	2	1	3	1.1

Pel que fa als moviments sísmics, a Tarragona no es solen registrar moviments sísmics freqüentment. Són contades les ocasions en que s'ha produït un moviment de terres i el valor màxim que ha assolit en l'escala Richter és de 4.2, que va tenir lloc el mes d'octubre de 2013.

A continuació es mostra un mapa de sismicitat, on es poden veure els epicentres de terratrèmols en la regió de Catalunya durant el període que compren des del 1996 fins l'any 2000. Es pot observar que durant aquest període, en el camp de Tarragona únicament s'ha produït algun sisme de magnitud igual o inferior a 1.

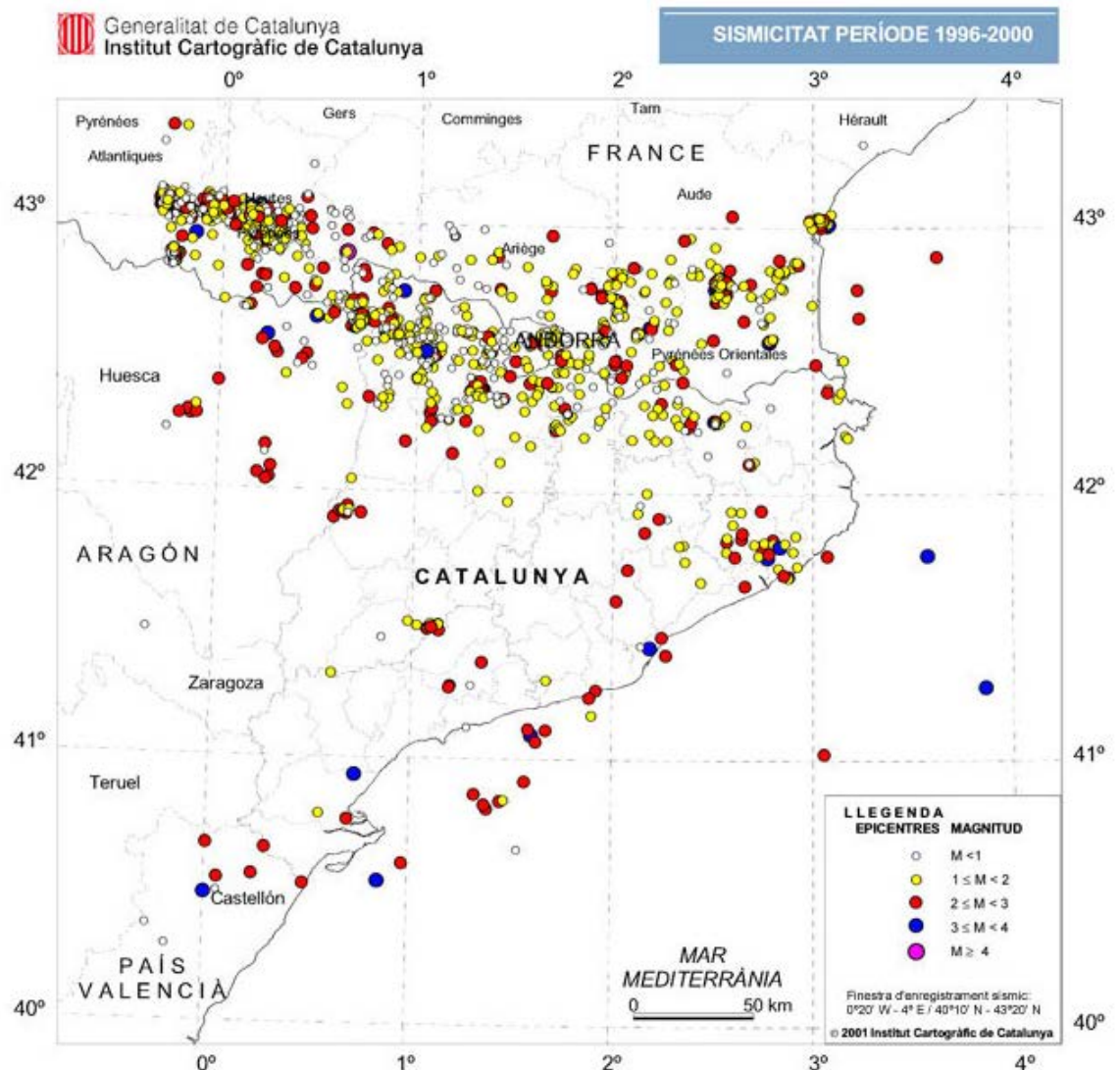


Figura 3.2.3. Mapa de sismicitat a Catalunya durant el període comprès entre 1996-2000 (ref.18)

Tal com es mostra en la següent figura, s'observa que durant el transcurs dels anys l'activitat sísmica ha anat augmentant progressivament, fet que es preveu segueixi essent així durant els propers anys. Tot i això, no suposarà un problema per a l'operativa normal del sistema de reacció.

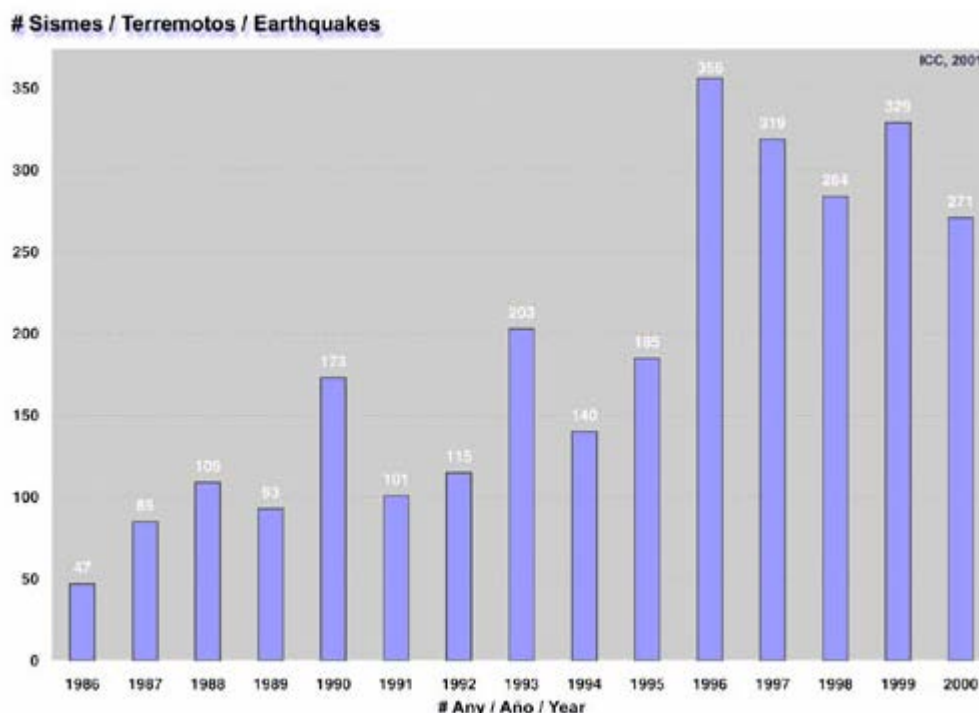


Figura 3.2.4. Evolució de l'activitat sísmica a Catalunya durant el període comprès entre el 1996-2000 (ref.19).

### **3.2.3.2. Elevació i estructura del terreny**

El polígon industrial es troba en una elevació de 97 m per sobre del nivell del mar.

Es troba a 16 km del port de Tarragona, on es produiran les exportacions a la resta d'Europa i Amèrica.

La vegetació més comú que es pot trobar a la zona són garric, margalló, alzines, alberedes i omedes. Altres formacions vegetals que hi tenen presència són els boscos de ribera, romaní, coscoll, llentiscles i mates.

Pel que fa a la línia costera deguda als terrenys sorrencs, es poden identificar plantes com la sabina. També abunden les pinedes, en especial les de pi blanc amb sotabosc de màquies o garrigues amb ullastre i margalló.

### **3.2.4. Normes i codis de disseny oficials**

Els components del sistema de reacció han estat dissenyats seguint els següents codis internacionals.

### **3.2.4.1. Intercanviadors de calor**

Per al disseny s'ha seguit la normativa TEMA i per a la selecció de les canonades s'ha seguit el codi ASME. En les fitxes d'especificació dels equips de l'apartat 4.2.3. es troben detallades les edicions, seccions i divisions utilitzades per a cada cas.

### **3.2.4.2. Canonades**

Per a realitzar el disseny del sistema de canonades de la zona de reacció s'apliquen les normes ASME amb les subdivisions B31.1 per al dimensionament de les canonades a pressió i B31.3 per al disseny de les canonades de procés.

### **3.2.4.3. Equips dinàmics: bombes i compressors**

Els equips dinàmics que s'utilitzen a la planta amb les seves respectives normatives són bombes centrífugues amb API 610 i compressor amb API-618 i API-11P.

### **3.2.4.4. Instrumentació**

Les vàlvules de seguretat es regeixen per la normativa API 520.



## **4. DESENVOLUPAMENT DE L'ENGINYERIA BÀSICA**

### **4.1. Elaboració de diagrames**

Per tal de dur a terme el disseny del sistema de reacció s'han realitzat un conjunt de diagrames per tal de facilitar la seva comprensió així com el disseny dels equips, canonades i estratègies de control.

#### **4.1.1. Diagrama de Blocs (BFD) [Comú]**

Mostra les diferents seccions en les que es divideix el procés de producció d'anhídrid ftàlic i delimita les seccions corresponents al sistema de reacció que es troben dins de l'abast del projecte.

#### **4.1.2. Diagrama de simulació [Comú]**

Degut a la seva complexitat s'ha modelitzat el sistema de reacció mitjançant el programa *Aspen Plus* per tal de disposar d'un anàlisi preliminar dels cabals nominals del procés.

#### **4.1.3. Diagrama de flux de procés (PFD) [González]**

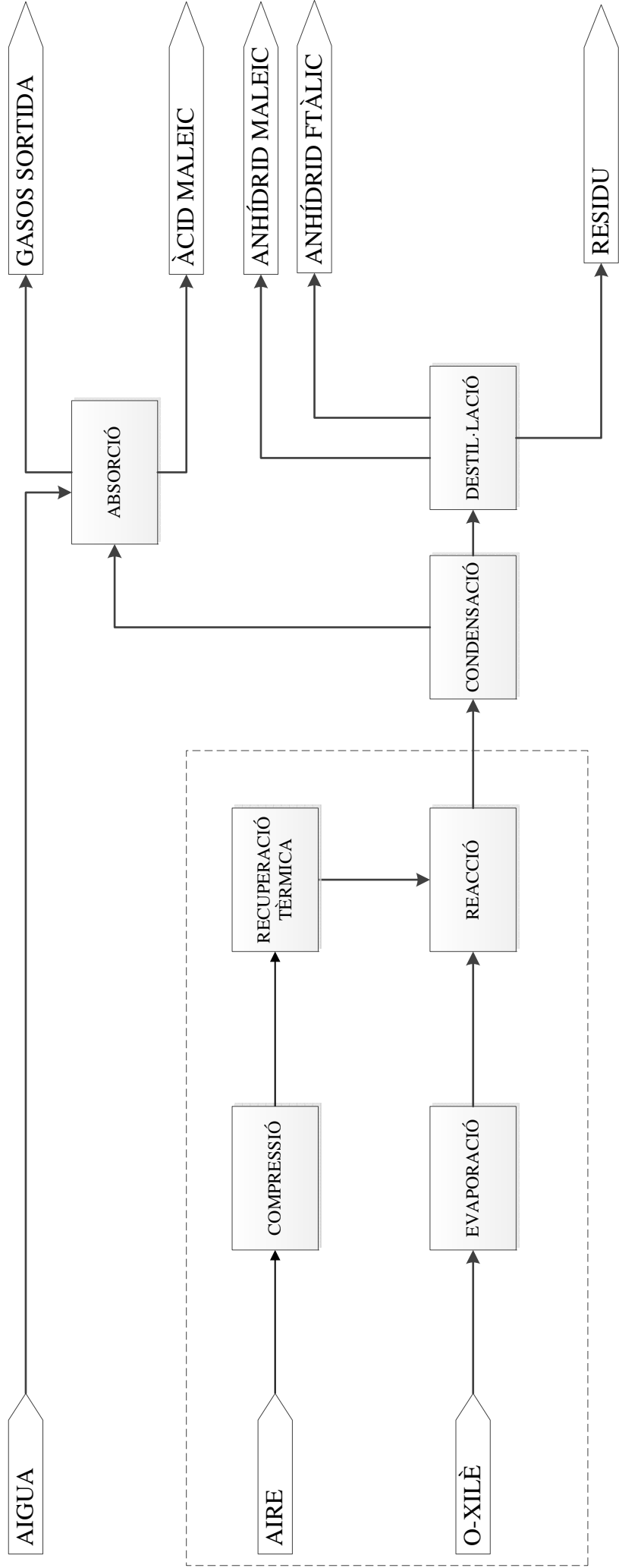
Es mostren de manera simplificada els equips i corrents de procés que componen el sistema de reacció així com els cabals, la seva composició i condicions d'operació.

#### **4.1.4. Diagrama d'implantació (Plot plan) [Comú]**

Permet visualitzar la disposició dels equips en planta que s'ha fet considerant les dimensions i geometria dels equips de manera que les tasques d'operació i manteniment de la planta es puguin dur a terme de manera segura i econòmica.

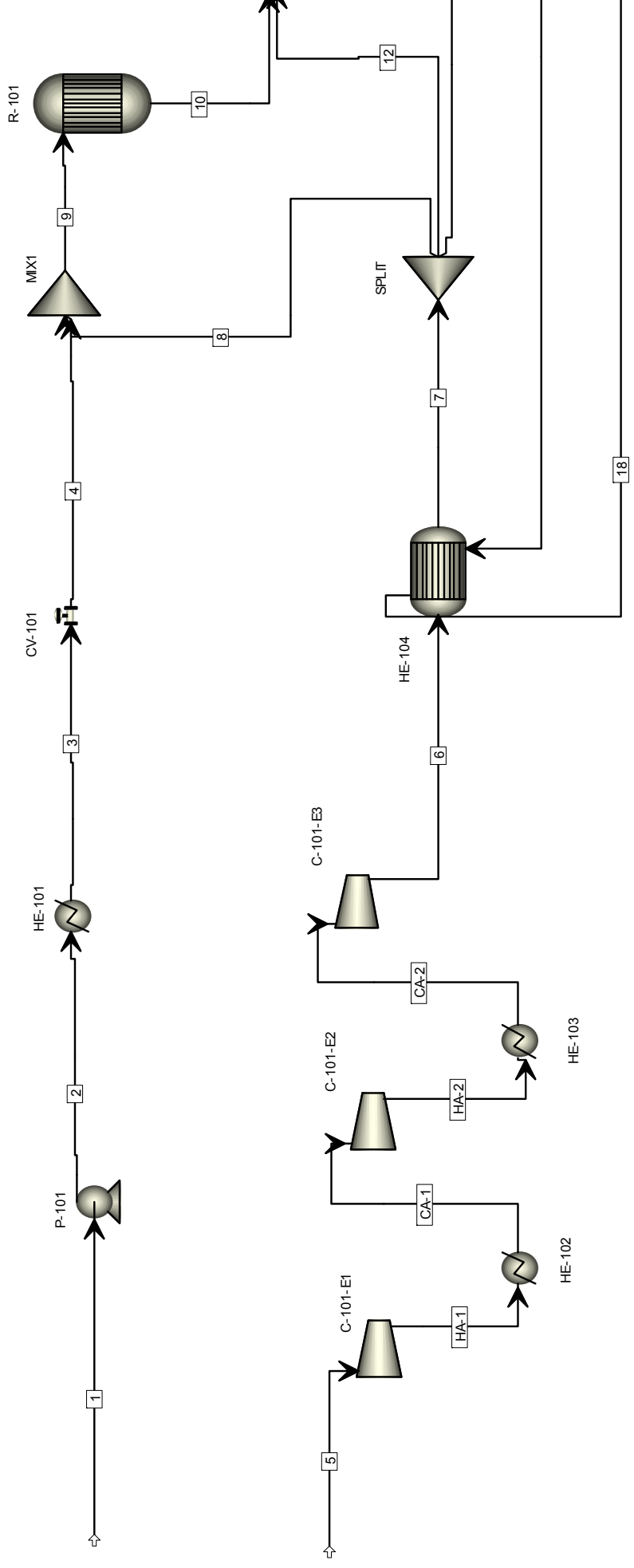
**4.1.5. P&ID [González]**

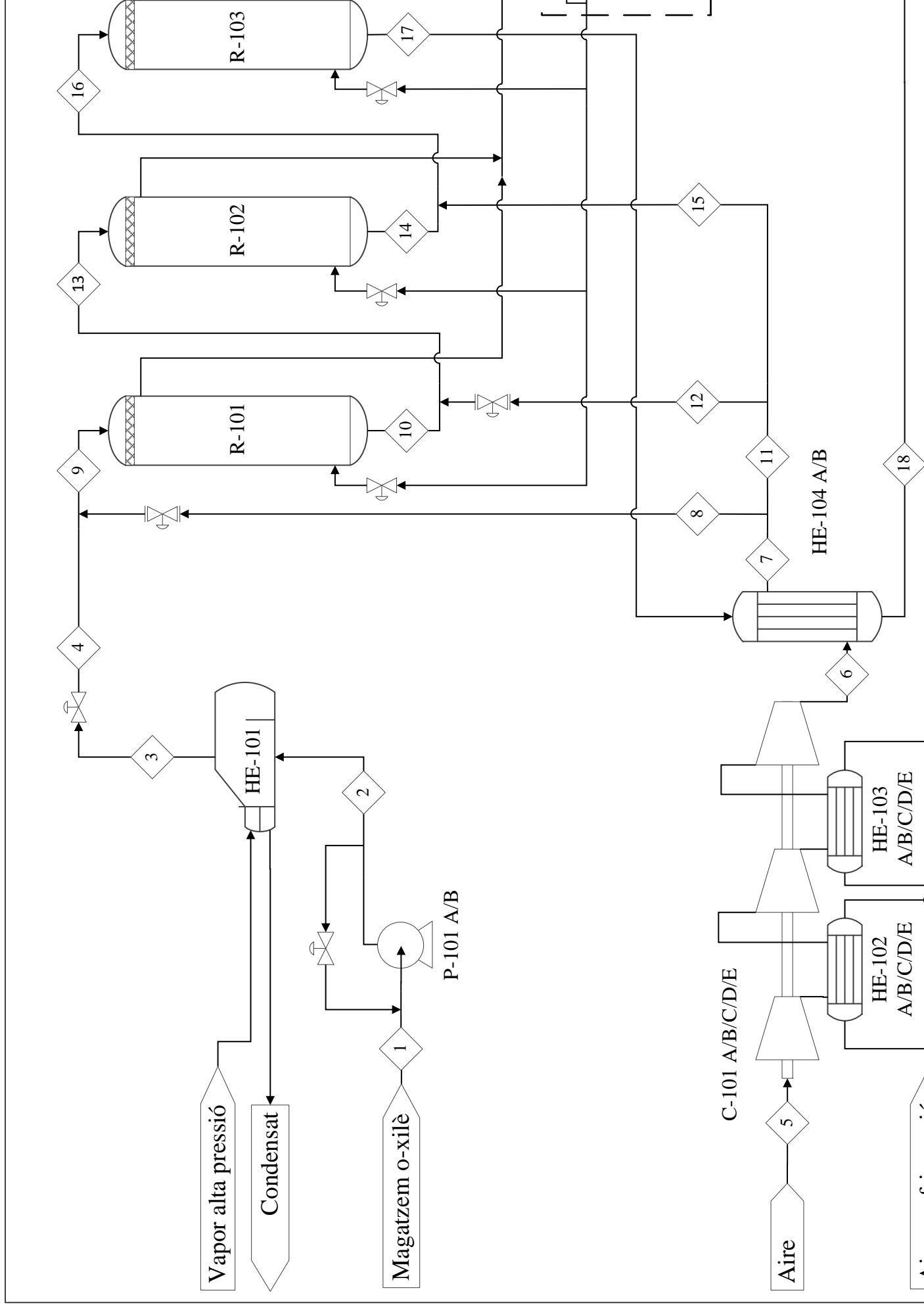
Degut a l'extensió dels equips a representar s'han dut a terme cinc diagrames, un per a cada secció del sistema de reacció a analitzar, amb l'excepció de la secció de compressió i recuperació tèrmica que s'ha representat en dos diagrames. Es mostren les canonades, equips i instruments de control així com els llaços de control.



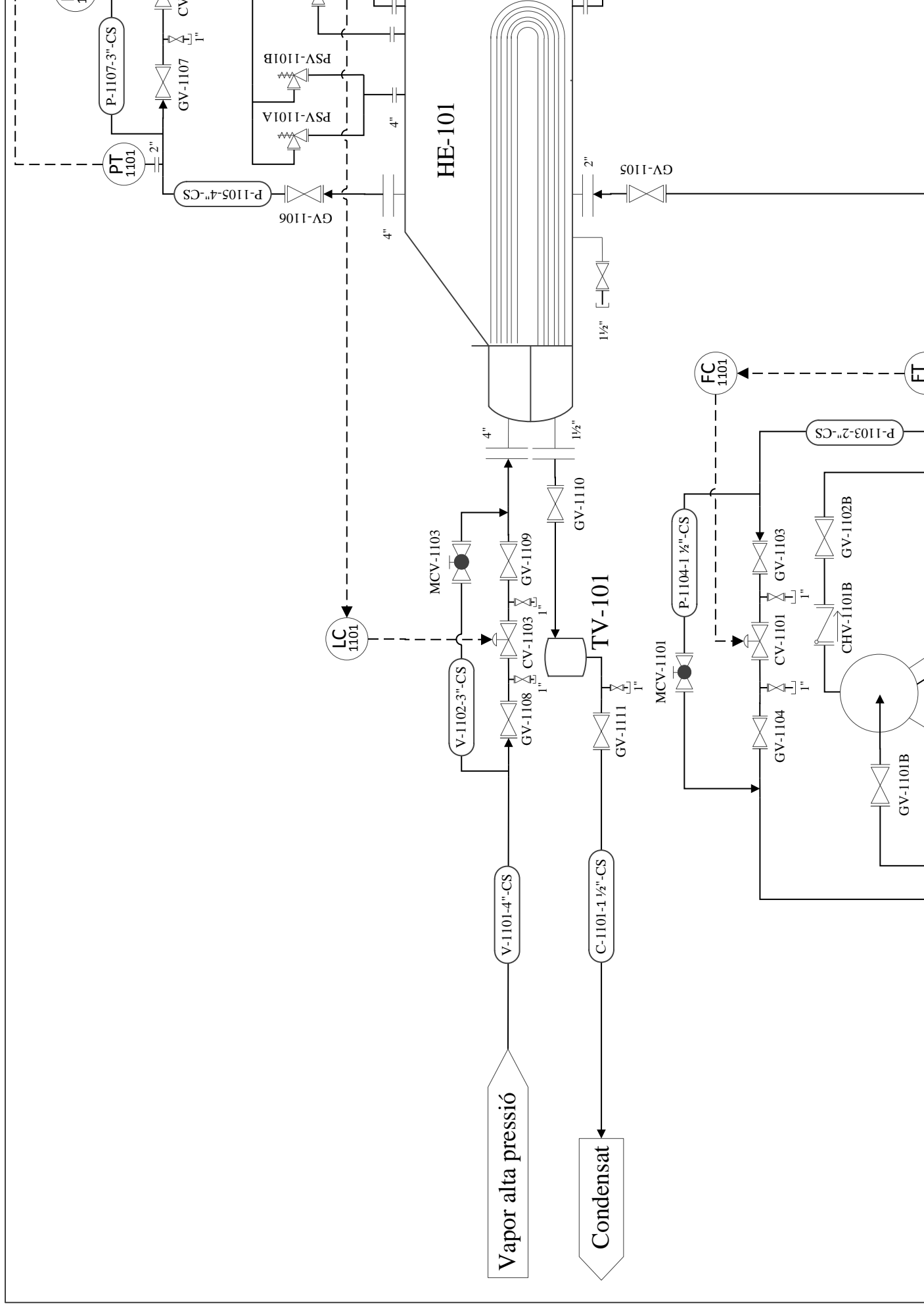
UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		214043	
DIBUIXAT	DATA	NOM	
REVISAT	01-02-2014	S. FAULO	
APROVAT	02-02-2014	A. HARGUINDEY	
		A. GONZÁLEZ	
ESCALA S/N	Diagrama de blocs planta anhidrid ftàlic		
REV. 3	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhidrid ftàlic		
FULL 1 DE 1	Substitueix a		BFD 1
	Substituit per		

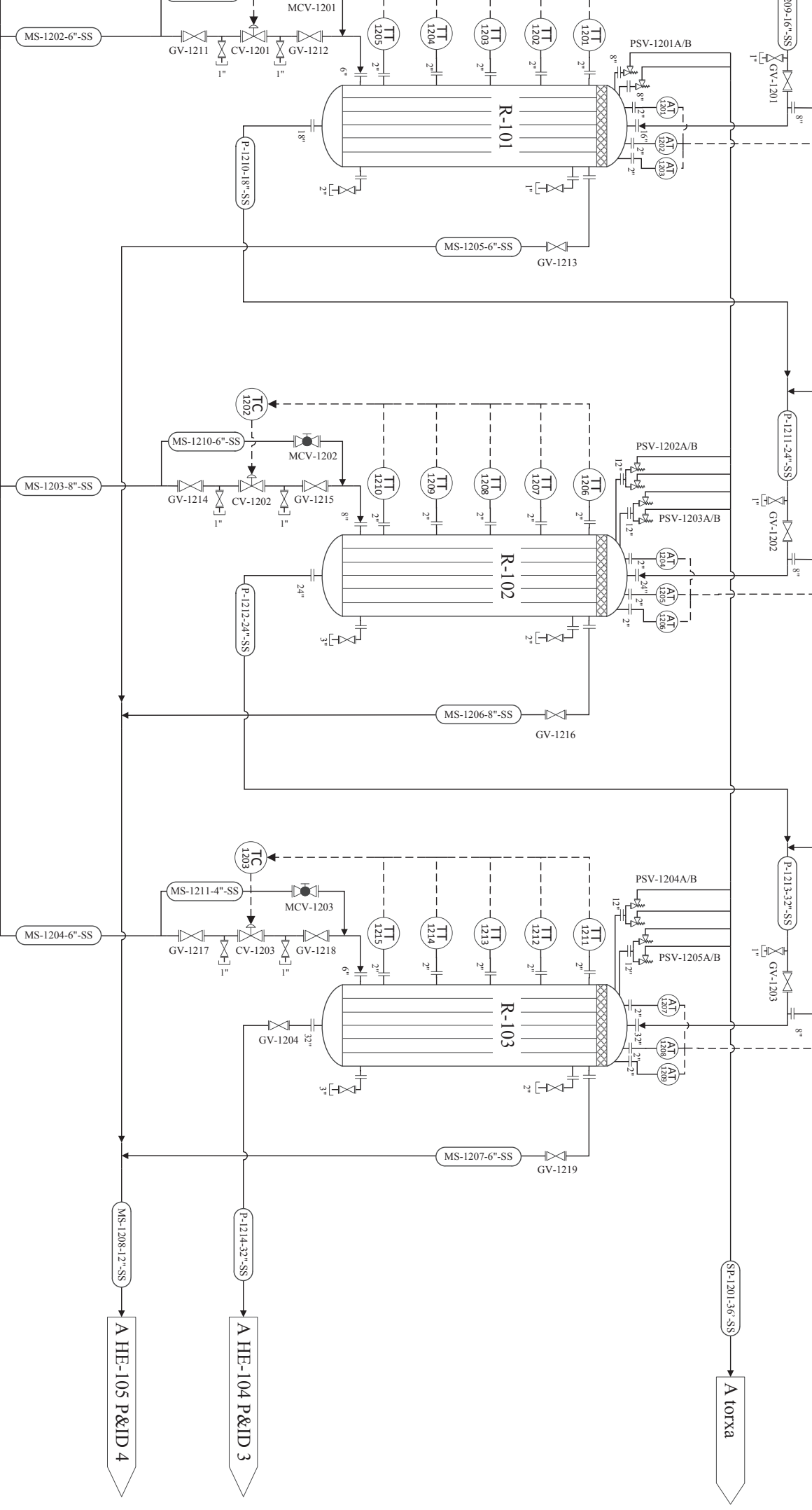
\*Nota: L'àrea marcada per la línia de punts indica l'abast del projecte.



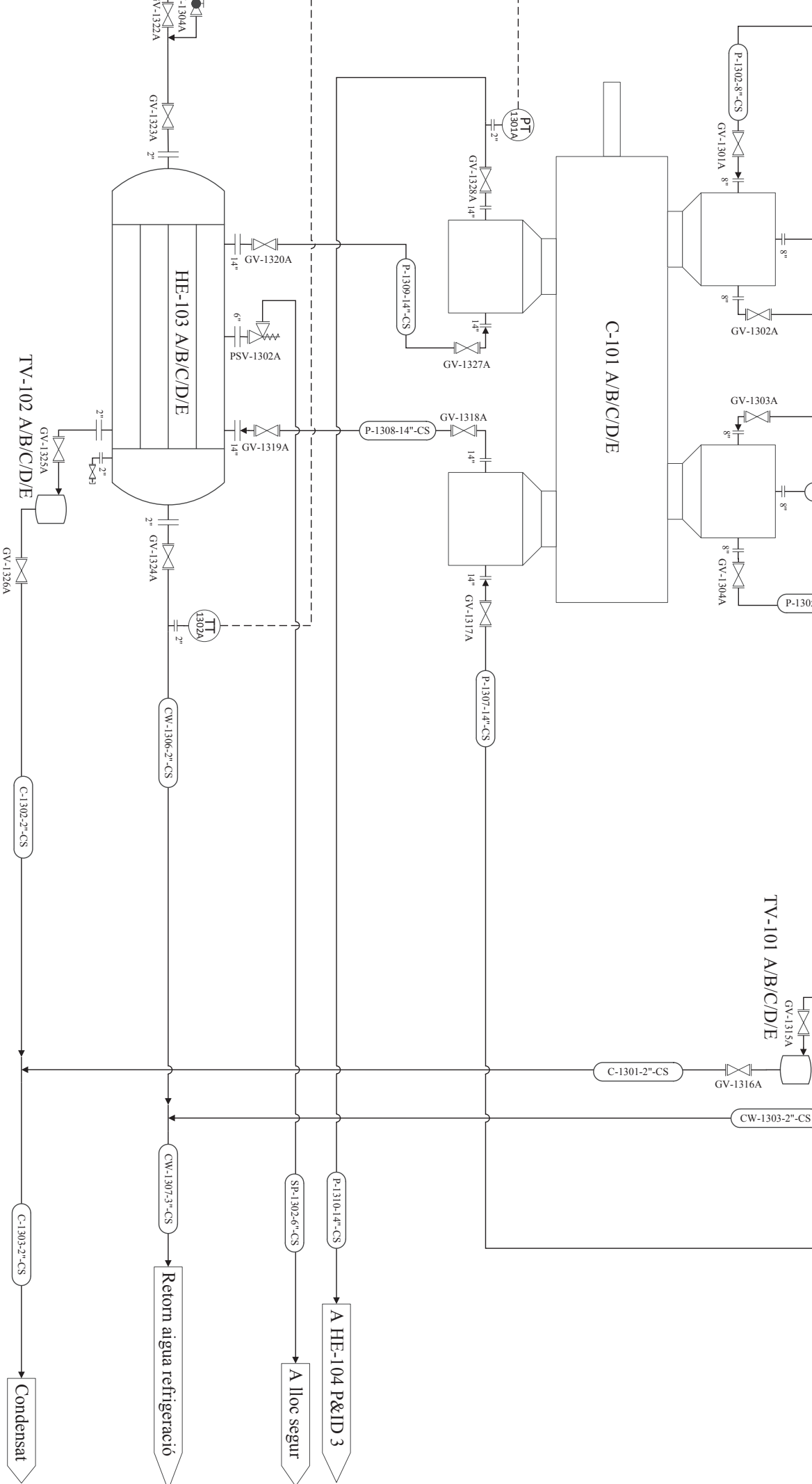


Corrent	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Temperatura (°C)	25	25	198	197	25	86	200	200	197	384	200	200
Pressure (bara)	1.25	3.50	3.50	3.00	1.01	3.09	3.09	3.09	3.00	3.04	3.09	3.09
Fracció de vapor	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Cabal total (kg/h)	12689	12689	12689	12689	66768	66768	66768	22256	34945	34945	44512	29675
Orto-xilè	12689	12689	12689	12689	0.00	0.00	0.00	0.00	12689	8513	0.00	0.00
Orto-tolualdehid	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	453	0.00	0.00
Ftalida	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	20	0.00	0.00
Anhídrid ftàlic	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4223	0.00	0.00
Monòxid de carboni	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	276	0.00	0.00
Diòxid de carboni	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1306	0.00	0.00
Anhídrid maleic	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	383	0.00	0.00
Aigua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2165	0.00	0.00
Oxigen	0.00	0.00	0.00	0.00	15551	15551	15551	5184	5184	532	10368	6912
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	51217	51217	51217	17072	17072	17072	34144	22763





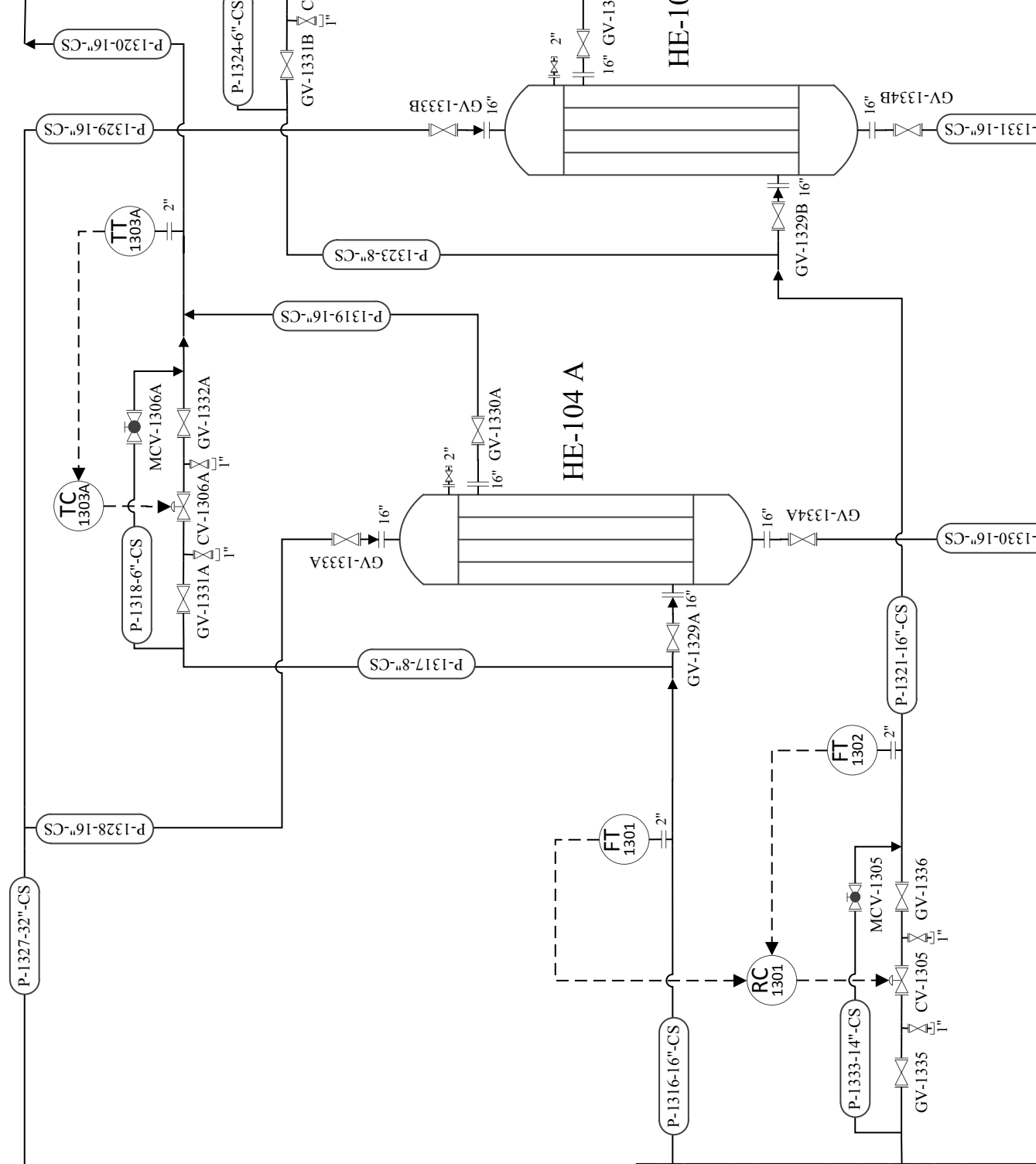
DATA	NOM	214043		UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI	
DIBUIXAT	A. GONZÁLEZ				
REVISAT	A. HARGUIDEY				
APROVAT	S. FAULO				
ESCALA S/N	P&ID Sistema reacció			P&ID 2	
REV. 5	Disseñy del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhidrid fàlic				
FULL 1 DE 1				Substitueix a	
			Substituit per		



DATA	NOM	214043	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
DIBUIXAT	A. GONZÁLEZ		
REVISAT	A. HARGUNDEY		
APROVAT	S. PAULO		
ESCALA	P&ID Sistema aspiració:		
S/N	C-104 A/B/C/D/E i HE-104 A/B		
REV.	4		P&ID 3 - 1
FULL	Disseñy del sistema de recació d'una planta de producció d'anhidrid fàlic		
1 DE 2			Substitueix a Substituit per

C/D/E  
eixa

De R-103 P&ID 2

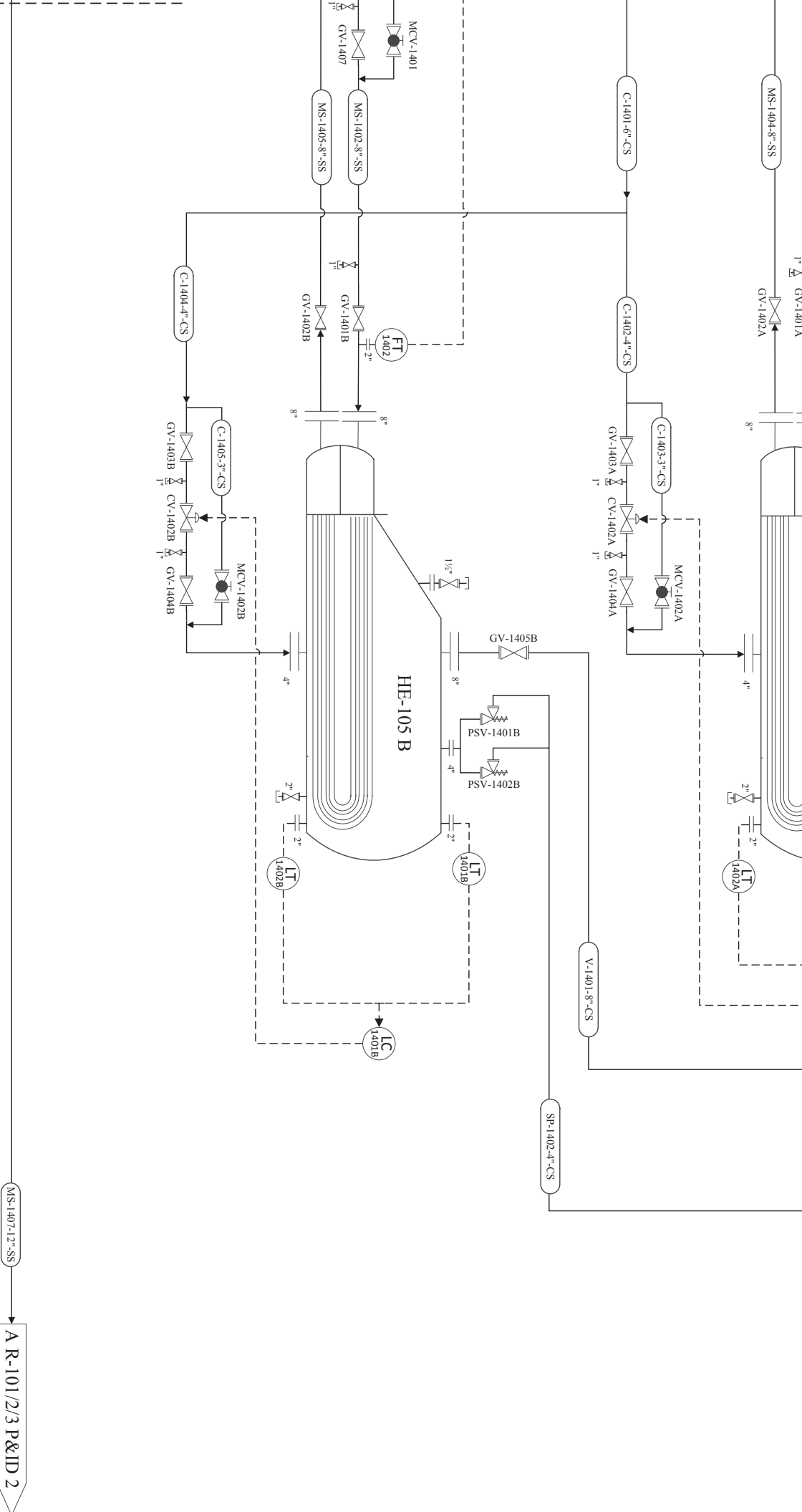


De C-101A P&ID 3-1

De C-101B P&ID 3-1

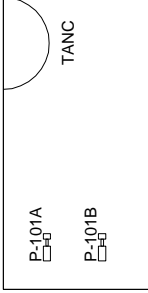
De C-101C P&ID 3-1

De C-101D P&ID 3-1

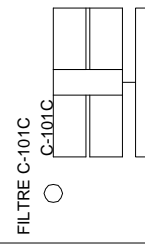
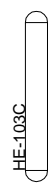
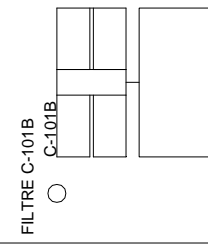
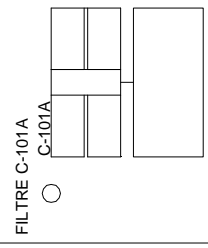
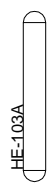
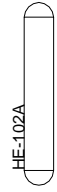
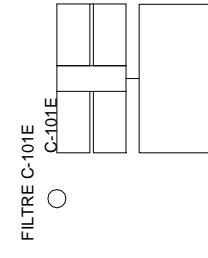
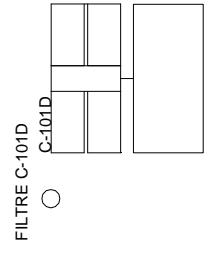
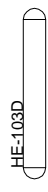
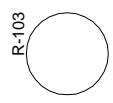
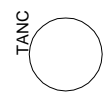
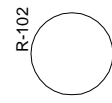


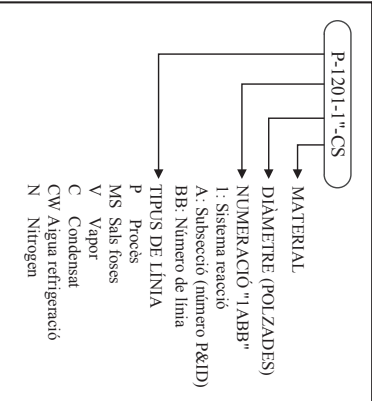
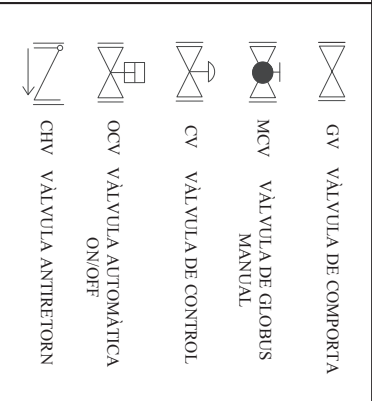
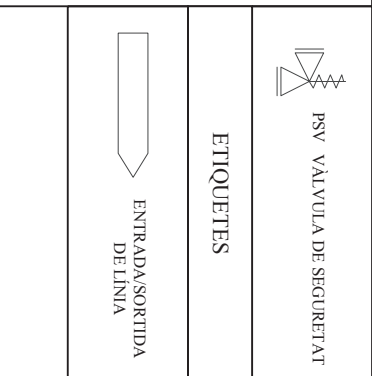

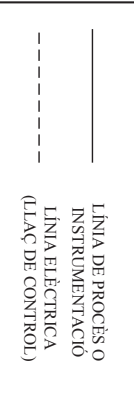
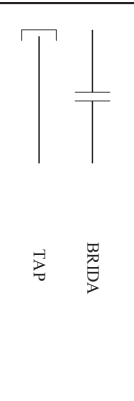
MS-1407-12"SS → A R-101/2/3 P&ID 2

DATA	NOM	214043		UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI	
DIBUIXAT	A. GONZÁLEZ				
REVISAT	A. HARGUNDEY				
APROVAT	S. FAULLÓ				
ESCALA	P&ID Sistema de refrigeració de sals				P&ID 4
REV.	3	foses: HE-105			
FULL	1 DE 1	Disseny del sistema de recepció d'una planta de producció d'anhidrid fàtic			
				Substitueix a	
				Substituit per	



SECCIÓ IMPULSIÓ



IDENTIFICACIÓ DE LÍNIES	VÀLVULES	CONTROLADORS	TRANSMISSORS	ELEMENTS DE SEGURETAT
		FC CONTROLADOR DE CABAL TC CONTROLADOR DE TEMPERATURA PC CONTROLADOR DE PRESSIÓ LC CONTROLADOR DE NIVELL CC CONTROLADOR DE COMPOSICIÓ RC CONTROLADOR DE RATI	FT TRANSMISSOR DE CABAL TT TRANSMISSOR DE TEMPERATURA PT TRANSMISSOR DE PRESSIÓ LT TRANSMISSOR DE NIVELL AT TRANSMISSOR DE COMPOSICIÓ	 PSV VALVULA DE SEGURETAT  ETIQUETES   ENTRADA/SORTIDA DE LÍNIA
SÍMBOLS DE LÍNIES	ACCESSORIS DE LÍNIES	NOMENCLATURA EQUIPS		
		R REACTOR HE INTERCANVIADOR DE CALOR C COMPRESSOR	P BOMBA TV TRAMPA DE VAPOR DP BOMBA DIESEL	

DATA	NOM	214043		UNIVERSITAT
DIBUIXAT	A. GONZALEZ			ROVIRA I VIRGILI
REVISAT	A. HARGUNDEY			
APROVAT	S. PAULO			
ESCALA	S/N			
REV. 4	Simbologia P&IDs Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'amidrià fàlic			
FULL 1 DE 1				
Substitueix a				
Substituit per				

## 4.2. Disseny bàsic

### 4.2.1. Disseny de canonades [Faulo]

Coneixent la ubicació dels equips en la instal·lació, s'han establert les diferents línies del sistema de reacció, els detalls de les quals es mostren a continuació.

#### 4.2.1.1. Diàmetre, perfil hidràulic per trams

La metodologia que s'explica a continuació s'utilitza per al dimensionament de totes les canonades. La simbologia utilitzada es troba definida a la taula de nomenclatura, apartat 10.

Primerament es suposa una velocitat de flux tenint en consideració les seves característiques i es determina directament el radi requerit per la canonada a partir de la següent expressió.

$$R = \sqrt{\frac{Q}{v \cdot \pi}} \quad (4.2.1.)$$

Per a aquest primer càlcul s'han considerat unes velocitats de 1.5 m/s per al líquid i 40 m/s per al gas.

A continuació, se selecciona un diàmetre interior normalitzat, essent aquest el valor estàndard superior més proper al calculat. Un cop es coneix el valor del nou diàmetre, es torna a calcular la velocitat del fluid a partir de la següent expressió.

$$v' \cdot \phi'^2 = v \cdot \phi \quad (4.2.2.)$$

Finalment, coneixent la temperatura i pressió d'operació es poden determinar les condicions de disseny utilitzant les expressions següents:

$$T_{disseny}(\text{°C}) = T_{operació} + 20 \quad (4.2.3.)$$

$$P_{disseny} = P_{operació} + 10\%P_{operació} \quad (4.2.4.)$$

L'expressió 4.2.4. serà vàlida únicament quan el 10% de la  $P_{operació}$  sigui major a 1 bar. En cas contrari, es considera el 10% de la  $P_{operació}$  equivalent a 1 bar.

#### 4.2.1.2. Disseny mecànic de canonades i accessoris

El sistema de canonades de la instal·lació es construirà amb dos materials diferents. En la secció de reacció i de sals foses s'utilitzarà acer inoxidable 316, el qual disposa d'una bona resistència a la corrosió a altes temperatures. Per altra banda, les línies ubicades en la secció d'aspiració i impulsió es construiran amb acer al carboni.

En el sistema de reacció es treballa a temperatures elevades, per aquest motiu s'ha considerat l'opció d'utilitzar aïllant en aquelles canonades que ho requereixin. El material que s'utilitzarà és llana de roca, la qual resisteix temperatures de fins a 1200°C.

A continuació es mostra la metodologia utilitzada en el disseny de l'aïllant.

Primerament s'han establert un seguit d'hipòtesis que es poden veure a continuació:

- Porten aïllant tèrmic aquelles canonades que superen els 60°C.
- Es considera que la temperatura a la superfície exterior de la canonada és la mateixa que la del fluid que hi circula per dins d'aquesta.
- Es menysprea el terme  $1/r_i \cdot h_f$  de l'equació 4.2.5.
- Es menysprea el terme de conducció a través del recobriment extern.
- Es considera que  $r_e = r_2$ .
- Es considera que  $\ln(r_e/r_2)/k_3 = 0$  de l'equació 4.2.5.

Per a aquesta finalitat, es determinarà el gruix d'aïllant necessari mitjançant la següent igualtat, d'on s'aïlla el valor de  $r_2$ .

$$T_s = \frac{(T_f - T_a)}{r_e \cdot h_a \cdot \left( \frac{1}{r_i \cdot h_f} + \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_2} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_2}\right)}{k_3} + \frac{1}{r_e \cdot h_a} \right)} + T_a \quad (4.2.5.)$$

Per a poder aplicar la fórmula anterior és necessari determinar primer algunes de les variables, com  $h_a$ ,  $k_1$  i  $k_2$ .

Per tal d'obtenir el valor del coeficient de transport extern ( $h_a$ ) s'utilitza un càlcul aproximat per a tubs horitzontals (equació 4.2.6.) i verticals (equació 4.2.7.).

$$h_a = A + 0.05 (T_s - T_a) \quad (4.2.6.)$$

$$h_a = B + 0.09 (T_s - T_a) \quad (4.2.7.)$$

On els valors de A i B es troben fixats segons el material del recobriment utilitzat,

essent en aquest cas alumini amb valors de 3.1 i 3.3, respectivament. A continuació es determina a partir de taules el valor de  $k_1$  (ref.28) i  $k_2$  (ref.29). Per a aquest últim, s'utilitza com a valor de referència una temperatura mitjana de l'aïllant, calculada com:

$$T_m = \frac{T_i - T_s}{2} \quad (4.2.8.)$$

Un cop es disposen de tots aquests valors, ja es pot determinar el gruix d'aïllant necessari amb la igualtat 4.2.5.

#### **4.2.1.3. Relació de canonades i accessoris**

A continuació es mostren les taules amb el detall de les línies del procés.

Taula 4.2.1. Relació de canonades de la zona de reacció.

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
<b>RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS</b>									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub> °C	P <sub>op</sub> bara	T <sub>diseny</sub> °C	P <sub>disseny</sub> bara	Longitu m
	Des de	Fins							
P-1101-2"-CS	MAGATZEM	P-101	orto-xilè	12689	25	1.3	45	3.5	1
P-1102-2"-CS	P-101	HE-101	orto-xilè	12689	25	3.5	45	4.5	10
P-1103-2"-CS	P-1102-2"-CS	P-1101-2"-CS	orto-xilè	12689	25	3.5	45	4.5	10
P-1104-1 1/2"-CS	P-1103-2"-CS	P-1103-2"-CS	orto-xilè	-	25	3.5	45	4.5	1
P-1105-4"-CS	HE-101	CV-1102	orto-xilè	12689	203	3.4	223	4.4	1
P-1106-4"-CS	CV-1102	S.REACCIÓ	orto-xilè	12689	203	3.4	223	4.4	4
P-1201-4"-SS	HE-101	P-1209-16"-SS	orto-xilè	12689	203	3.4	223	4.4	2
P-1202-22"-SS	HE-104	P-1207-10"-SS	aire	66768	200	3.5	220	4.5	14
P-1203-12"-SS	P-1202-22"-SS	P-1209-16"-SS	aire	22256	200	3.5	220	4.5	1
P-1204-10"-SS	P-1203-12"-SS	P-1203-12"-SS	aire	-	200	3.5	220	4.5	1

(Continuació taula 4.2.1. Relació de canonades de la zona de reacció.)

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI						
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>disseny</sub>	P <sub>disseny</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
P-1205-16"-SS	P-1202-22"-SS	P-1211-24"-SS	aire	29675	200	3.5	220	4.5	1
P-1206-14"-SS	P-1205-16"-SS	P-1205-16"-SS	aire	-	200	3.5	220	4.5	1
P-1207-10"-SS	P-1202-22"-SS	P-1213-32"-SS	aire	14837	200	3.5	220	4.5	1
P-1208-8"-SS	P-1207-10"-SS	P-1207-10"-SS	aire	-	200	3.5	220	4.5	1
P-1209-16"-SS	P-1201-4"-SS	R-101	orto-xilè + aire	34945	200	3.0	220	4.0	1
P-1210-18"-SS	R-101	P-1211-24"-SS	producte	34945	384	3.0	404	4.0	10
P-1211-24"-SS	P-1208-8"-SS	R-102	producte + aire	64620	324	3.0	344	4.0	1
P-1212-24"-SS	R-102	P-1213-32"-SS	producte	64620	337	3.0	357	4.0	10
P-1213-32"-SS	P-1212-24"-SS	R-103	producte + aire	79457	317	3.0	337	4.0	1
P-1214-32"-SS	R-103	HE-104	producte	79457	300	3.0	320	4.0	20

(Continuació taula 4.2.1. Relació de canonades de la zona de reacció.)

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI						
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>diseny</sub>	P <sub>diseny</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
P-1301-16"-CS	ATM	P-1303-8"-CS	aire	16692	25	1.0	45	3.5	1
P-1302-8"-CS	P-1301-16"-CS	C-101 E 1A	aire	8346	25	1.0	45	3.5	2
P-1303-8"-CS	P-1301-16"-CS	C-101 E 1B	aire	8346	25	1.0	45	3.5	4
P-1304-8"-CS	C-101 E 1A	P-1306-14"-CS	aire	8346	78	1.7	98	3.5	1
P-1305-8"-CS	C-101 E 1B	P-1306-14"-CS	aire	8346	78	1.7	98	3.5	1
P-1306-14"-CS	P-1304-8"-CS	HE-102	aire	16692	78	1.7	98	3.5	4
P-1307-14"-CS	HE-102	C-101 E 2	aire	16692	45	1.5	65	3.5	4
P-1308-14"-CS	C-101 E 2	HE-103	aire	16692	83	1.5	103	3.5	4
P-1309-14"-CS	HE-103	C-101 E 3	aire	16692	45	1.2	65	3.5	4
P-1310-14"-CS	C-101 E 3	HE-104	aire	16692	83	3.1	103	4.1	6

(Continuació taula 4.2.1. Relació de canonades de la zona de reacció.)

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI						
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>disseny</sub>	P <sub>disseny</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
P-1311-8"-CS	C-101 E 1A	P-1315-16"-CS	aire	-	78	2	98	3.5	1
P-1312-6"-CS	P-1311-8"-CS	P-1311-8"-CS	aire	-	78	2	98	3.5	1
P-1313-8"-CS	C-101 E 1B	P-1315-16"-CS	aire	-	78	2	98	3.5	1
P-1314-6"-CS	P-1315-16"-CS	P-1315-16"-CS	aire	-	78	2	98	3.5	1
P-1315-16"-CS	P-1312-6"-CS	P-1301-16"-CS	aire	-	78	2	98	3.5	1
P-1316-16"-CS	C-101	HE-104A	aire	33384	83	3.2	103	4.2	6
P-1317-8"-CS	P-1316-16"-CS	P-1320-16"-CS	aire	5008	83	3.15	103	4.2	2
P-1318-6"-CS	P-1317-8"-CS	P-1318-6"-CS	aire	-	83	3.15	103	4.2	1
P-1319-16"-CS	HE-104A	P-1320-16"-CS	aire	28376	205	3.0	225	4.0	2
P-1320-16"-CS	P-1317-8"-CS	P-1322-22"-CS	aire	33384	205	3	225	4.0	2

(Continuació taula 4.2.1. Relació de canonades de la zona de reacció.)

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI						
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>disseny</sub>	P <sub>disseny</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
P-1321-16"-CS	C-101	HE-104B	aire	33384	83	3.15	103	4.2	6
P-1322-22"-CS	P-1320-16"-CS	S.REACCIÓ	aire	66768	205	3	225	4.0	20
P-1323-8"-CS	P-1321-16"-CS	P-1326-16"-CS	aire	5008	83	3.15	103	4.2	2
P-1324-6"-CS	P-1323-8"-CS	P-1323-8"-CS	aire	66768	83	3.15	103	4.2	2
P-1325-16"-CS	HE-104B	P-1326-16"-CS	aire	28376	205	3	225	4.0	2
P-1326-16"-CS	P-1323-8"-CS	P-1322-22"-CS	aire	33384	205	3	225	4.0	2
P-1327-32"-CS	R-103	P-1329-16"-CS	producte	79457	300	3	320	4.0	25
P-1328-16"-CS	P-1327-32"-CS	HE-104A	producte	39729	300	3	320	4.0	2
P-1329-16"-CS	P-1327-32"-CS	HE-104B	producte	39729	300	3	320	4.0	2
P-1330-16"-CS	HE-104A	P-1332-32"-CS	producte	39729	201	2.5	221	3.5	2

(Continuació taula 4.2.1. Relació de canonades de la zona de reacció.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
<b>RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS</b>									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>disseny</sub>	P <sub>disseny</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
P-1331-16"-CS	HE-104B	P-1332-32"-CS	producte	39729	201	2.5	221	3.5	2
P-1332-32"-CS	P-1330-16"-CS	S. CONDENSACIÓ	producte	79457	201	2.5	221	3.5	10
P-1333-14"-CS	P-1321-16"-CS	P-1321-16"-CS	aire	-	83	3.15	103	4.2	1

Taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
V-1101-4"-CS	L.B.	HE-101	vapor	4422	220	23.0	240	24.0	4
V-1102-3"-CS	V-1101-4"-CS	V-1101-4"-CS	vapor	-	220	23	240	24.0	1
C-1101-1 1/2"-CS	HE-101	MAGATZEM	condensat	4422	216	22.8	236	23.8	4
SP-1101-4"-CS	HE-101	TORXA	orto-xilè	12689	198	3.5	218	4.5	5
N-1201-8"-CS	L.B.	N-1204-8"-CS	nitrogen	-	25	8.0	45	9.0	14
N-1202-8"-CS	N-1201-8"-CS	P-1209-16"-SS	nitrogen	-	25	8.0	45	9.0	1
N-1203-8"-CS	N-1201-8"-CS	P-1211-24"-SS	nitrogen	-	25	8.0	45	9.0	1
N-1204-8"-CS	N-1201-8"-CS	P-1213-32"-SS	nitrogen	-	25	8.0	45	9.0	1
SP-1201-36"-SS	PSV REACTORS	TORXA	vapor	152536	203	3.5	223	4.5	20

(Continuació taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
MS-1201-12"-SS	P-102	MS-1204-6"-SS	sals foses	532800	260	2.8	280	3.8	15
MS-1202-6"-SS	MS-1201-12"-SS	R-103	sals foses	154800	260	3.0	280	4.0	1
MS-1203-8"-SS	MS-1201-12"-SS	R-102	sals foses	237600	260	3.0	280	4.0	1
MS-1204-6"-SS	MS-1201-12"-SS	R-103	sals foses	140400	260	3.0	280	4.0	1
MS-1205-6"-SS	R-101	MS-1208-12"-SS	sals foses	154800	400	3.0	420	4.0	8
MS-1206-8"-SS	R-102	MS-1205-6"-SS	sals foses	237600	400	2.8	420	3.8	8
MS-1207-6"-SS	R-103	MS-1205-6"-SS	sals foses	140400	400	2.8	420	3.8	8

(Continuació taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
MS-1208-12"-SS	MS-1205-6"-SS	HE-105	sals foses	532800	400	2.8	420	3.8	15
MS-1209-4"-SS	MS-1202-6"-SS	MS-1202-6"-SS	sals foses	-	260	2.8	280	3.8	1
MS-1210-6"-SS	MS-1203-8"-SS	MS-1203-8"-SS	sals foses	-	260	2.8	280	3.8	1
MS-1211-14"-SS	MS-1204-6"-SS	MS-1204-6"-SS	sals foses	-	260	2.8	280	3.8	1
CW-1301-2"-CS	T. REFRIGE.	HE-102	a.refrig.	23812	35	3.0	55	4.0	10
CW-1302-1 1/2"-CS	CW-1301-2"-CS	CW-1301-2"-CS	a.refrig.	-	35	3.0	55	4.0	1
CW-1303-2"-CS	HE-102	CW-1307-3"-CS	a.refrig.	23812	60	3.0	80	4.0	4

(Continuació taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
CW-1304-2"-CS	T. REFRIGE.	HE-103	a.refrig.	23812	35	3.0	55	4.0	10
CW-1305-1 1/2"-CS	CW-1304-2"-CS	CW-1304-2"-CS	a.refrig.	-	35	3.0	55	4.0	1
CW-1306-2"-CS	HE-103	CW-1307-3"-CS	a.refrig.	23812	60	3.0	80	4.0	4
CW-1307-3"-CS	CW-1306-2"-CS	T. REFRIGE.	a.refrig.	47624	60	3.0	80	4.0	10
C-1301-2"-CS	HE-102	C-1303-2"-CS	condensat	-	60	3.0	80	4.0	1
C-1302-2"-CS	HE-103	C-1303-2"-CS	condensat	-	60	3.0	80	4.0	1
C-1303-2"-CS	C-1302-2"-CS	MAGATZEM	condensat	-	60	3.0	80	4.0	1
SP-1301-6"-CS	HE-102	TORXA	vapor	16692	60	3.0	80	4.0	10

(Continuació taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
SP- 1302-6"- CS	HE-103	TORXA	vapor	16692	60	3.0	80	4.0	10
MS- 1401-8"- SS	MS-1208- 12"-SS	HE-105A	sals foses	266400	400	2.8	420	3.8	2
MS- 1402-8"- SS	MS-1208- 12"-SS	HE-105B	sals foses	266400	400	2.8	420	3.8	2
MS- 1403-6"- SS	MS-1402-8"- SS	MS-1402-8"- SS	sals foses	-	400	2.8	420	3.8	1
MS- 1404-8"- SS	HE-105A	MS-1406- 12"-SS	sals foses	266400	260	2.3	280	3.5	2
MS- 1405-8"- SS	HE-105B	MS-1406- 12"-SS	sals foses	266400	260	2.3	280	3.5	2
MS- 1406- 12"-SS	MS-1404-8"- SS	P-102	sals foses	532800	260	2.3	280	3.5	2

(Continuació taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
MS-1407-12"-SS	P-102	MS-1201-12"-SS	sals foses	532800	260	2.3	280	3.5	2
C-1401-6"-SS	MAGATZE M	C-1402-4"-SS	condensat	57600	220	23.0	240	24.0	8
C-1402-4"-SS	C-1401-6"-SS	HE-105A	condensat	28800	220	23.0	240	24.0	2
C-1403-3"-SS	C-1402-4"-SS	C-1402-4"-SS	condensat	-	220	23.0	240	24.0	2
C-1404-4"-SS	C-1401-6"-SS	HE-105B	condensat	28800	220	23.0	240	24.0	2
C-1405-3"-SS	C-1404-4"-SS	C-1404-4"-SS	condensat	-	220	23.0	240	24.0	2
V-1401-8"-SS	HE-105B	V-1403-12"-SS	vapor	28800	220	23.0	240	24.0	2
V-1402-8"-SS	HE-105A	V-1403-12"-SS	vapor	28800	220	23.0	240	24.0	2
V-1403-12"-SS	V-1402-8"-SS	L.B.	vapor	57600	220	23.0	240	24.0	8
SP-1401-4"-SS	HE-105A	SP-1403-8"-SS	vapor	28800	220	23.0	240	24.0	2

(Continuació taula 4.2.2. Relació de canonades de les línies secundàries.)

Preparat	S.Faulo		Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI					
Revisat	A.González								
Aprovat	A.Harguindey								
214043									
<b>RELACIÓ DE CANONADES I ACCESSORIS DE LES LÍNIES SEC</b>									
Nom línia	Localització		Fluid	Q (kg/h)	T <sub>op</sub>	P <sub>op</sub>	T <sub>dis</sub>	P <sub>dis</sub>	Longitud m
	Des de	Fins			°C	bara	°C	bara	
SP-1402-4"-SS	HE-105B	SP-1403-8"-SS	vapor	28800	220	23.0	240	24.0	2
SP-1403-8"-SS	SP-1401-4"-SS	LLOC SEGUR	vapor	28800	220	23.0	240	24.0	8

## **4.2.2. Disseny de la instrumentació i control [González]**

### **4.2.2.1. Caracterització de les estratègies de control**

Per tal que la planta operi de manera òptima i segura s'estableix un sistema de control. Mitjançant aquest, es controlaran les variables claus del procés per evitar que es produeixin incidents que posin en risc la seguretat del personal, així com la integritat de la instal·lació.

S'estableixen valors de *set point* de les variables a controlar per tal de garantir l'òptim funcionament de la planta que s'assoleixen mitjançant els llaços de control corresponents.

Tot seguit es descriu l'estratègia de control a seguir de cadascuna de les variables a les diferents seccions.

#### **Sistema d'impulsió i HE-101 (P&ID 1)**

##### **- Control del cabal d'entrada a l'evaporador d'orto-xilè (HE-101)**

El cabal d'entrada a l'evaporador ve controlat per la senyal enviada pel transmissor FT-1101 accionant la vàlvula CV-1101 per tal d'assolir el *set point* indicat. A cabal nominal, la vàlvula es troba en posició tancada i s'obre en cas d'excés de cabal a la sortida de la bomba P-101 fins a assolir el cabal establert.

##### **- Control de nivell a l'interior de l'evaporador d'orto-xilè (HE-101)**

El nivell en HE-101 és controlat pel cabal de vapor d'entrada a l'evaporador a través dels transmissors LT-1101 i LT-1102 que regulen la vàlvula CV-1103 en funció del nivell mesurat, obrint el pas de cabal de vapor en cas d'excés de nivell i reduint-lo en cas de baix nivell.

##### **- Control de la pressió en l'alimentació d'orto-xilè al primer reactor (R-101)**

La pressió en el corrent d'orto-xilè d'entrada al reactor R-101 es controla amb els transmissors LT-1101 i LT-1102, que mesuren la caiguda de pressió generada per la vàlvula CV-1102 i regulen el seu percentatge d'apertura per tal d'assolir el *set point* marcat.

#### **Sistema de reacció (P&ID 2)**

##### **- Control de la temperatura interna dels tres reactors (R-101, R-102 i R-103)**

La temperatura a l'interior dels tres reactors ve determinada pel cabal de refrigerant, sals

foses, que circula per la carcassa d'aquests. Els transmissors de temperatura TT-1201, TT-1202, TT-1203, TT-1204 i TT-1205 regulen la vàlvula CV-1201 que varia el cabal de sals foses necessari per mantenir la temperatura del reactor R-101 en el valor de *set point* establert. Els transmissors de TT-1206 a TT-1210 accionen la vàlvula CV-1202 per controlar la temperatura interna del reactor R-102 així com els transmissors de TT-1211 a TT-1215 del reactor R-103 regulen la vàlvula CV-1203 per al seu control de temperatura.

#### **- Control del cabal d'aire d'entrada als tres reactors (R-101, R-102 i R-103)**

El cabal d'entrada d'aire als tres reactors ve definit pel percentatge en volum a l'interior dels reactors, de manera que la mescla a l'interior es trobi sempre pel damunt del límit superior d'explosivitat. D'aquesta manera els transmissors AT-1201,1202,1203, AT-1204,1205,1206 i AT-1207,1208,1209 corresponents al primer, segon i tercer reactor mesuren la composició d'oxigen al seu interior i regulen les vàlvules CV-1204, CV-1205 i CV-1206 respectivament.

### **Sistema d'aspiració i HE-104 (P&ID 3)**

#### **- Control de la pressió a la sortida d'aire dels compressors (C-101A/B/C/D/E)**

La pressió a la sortida del compressor C-101A/B/C/D/E ve determinada pel cabal d'aire que hi circula, el transmissor PT-1301 regula les vàlvules CV-1301A/B/C/D/E i CV-1302 A/B/C/D/E, situades en els dos pistons que conformen la primera etapa del compressor. Aquestes vàlvules es troben normalment en posició tancada però, en cas d'augment de pressió, permeten alliberar l'aire de la primera etapa recirculant-lo a l'entrada del compressor, de manera que la pressió a la sortida disminueixi.

#### **- Control de la temperatura de sortida d'aire de l'intercanviador de calor (HE-102A/B/C/D/E)**

La temperatura de sortida de l'aire ve determinada pel cabal d'aigua de refrigeració que circula pel costat de tubs regulat per la vàlvula CV-1303A/B/C/D/E en funció de la senyal rebuda del transmissor TT-1301 A/B/C/D/E per tal d'ajustar al valor de *set point* imposat. El control de la temperatura és essencial per garantir el correcte funcionament del compressor C-101 A/B/C/D/E.

**- Control de la temperatura de sortida d'aire de l'intercanviador de calor (HE-103A/B/C/D/E)**

La temperatura de sortida de l'aire ve determinada pel cabal d'aigua de refrigeració que circula pel costat de tubs regulat per la vàlvula CV-1304 A/B/C/D/E en funció de la senyal rebuda del transmissor TT-1301 A/B/C/D/E per tal d'ajustar-se al valor de *set point* imposat. El control de la temperatura és essencial per garantir el correcte funcionament del compressor C-101A/B/C/D/E.

**- Control del cabal d'entrada als intercanviadors de calor (HE-104 A/B)**

La distribució del cabal de manera equitativa entre els dos intercanviadors es regula mitjançant la vàlvula CV-1305, que rep la senyal dels transmissors FT-1301 i FT-1302 situats a l'entrada dels intercanviadors i s'acciona per tal d'assolir el *set point* de rati estipulat variant el cabal d'entrada de l'intercanviador HE-104 B.

**- Control de la temperatura d'entrada d'aire als reactors (R-101, R-102 i R-103)**

La temperatura d'entrada d'aire als reactors es controla regulant el cabal d'aire que circula per l'intercanviador de calor HE-104. La senyal dels transmissors T-1303 A/B acciona les vàlvules CV-1306 A/B, que actuen generant una pèrdua de càrrega en el *bypass* del HE-104. D'aquesta manera, per assolir el *set point*, s'obren en cas d'excés de temperatura i es tanquen quan la temperatura es troba per sota del valor desitjat.

**Sistema de refrigeració de sals foses (P&ID 4)**

**- Control del cabal d'entrada als intercanviadors de calor (HE-105 A/B)**

Degut a que l'energia calorífica a retirar de les sals foses utilitzades com a refrigerant del reactor és elevada cal utilitzar dos intercanviadors de calor en paral·lel, el cabal d'entrada d'aquests és dividit de manera que circuli el 50% per cadascun. Per controlar aquesta distribució de cabal es mesura el flux a l'entrada dels intercanviadors HE-105 A/B i, mitjançant un controlador de rati es regula la vàlvula CV-1401 que modifica l'entrada de cabal de sals foses a HE-105 B fins assolir el *set point* establert.

**- Control de nivell a l'interior dels intercanviadors de calor (HE-105 A/B)**

El nivell a l'interior dels intercanviadors de calor HE-105 A/B es controla mitjançant el cabal d'entrada de condensat per garantir la integritat mecànica dels tubs. Els transmissors de

nivell LT-1401A/B i LT-1402A/B regulen la vàlvula CV-1402A/B, obrint-la en cas de baix nivell i tancant-la en cas d'excés de condensat a l'interior.

#### **4.2.2.2. Disseny de la instrumentació i control**

El sistema de reacció consta d'un control centralitzat, monitoritzant-ho tot des de sala de control. Les senyals dels controladors individuals, d'accionadors pneumàtics, s'envien mitjançant l'ús de cables coaxials per tal de minimitzar i simplificar el cablejat.

#### **4.2.2.3. Relació d'instruments de control**

En la taula 4.2.3. es mostra la relació entre els instruments de control i les variables controlades i manipulades. També es mostren, en la taula 4.2.4., les vàlvules de control seleccionades així com les característiques del flux que controlen. Totes les vàlvules seleccionades tenen un accionador pneumàtic i corresponen a XOMOX, GULDE Serie 1100 (ref.34). Per últim, en la taula 4.2.5., es mostra la relació entre les alarmes i els transmissors de que es disposa.

Taula 4.2.3. Relació entre els instruments de control i les variables controlades del sistema de reacció.

Preparat	A. González	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI
Revisat	S. Faulo		
Aprovat	A. Harguindey		
214043			
LLISTAT DE CONTROLADORS DEL SISTEMA DE REAC			
Controlador	Variable controlada	Variable manipulada	Elen
FC-1101	Cabal entrada a HE-101	Cabal orto-xilè entrada a HE-101	CV-
PC-1101	Pressió entrada a R-101	Cabal orto-xilè sortida a HE-101	CV-
LC-1101	Nivell interior en HE-101	Cabal vapor entrada a HE-101	CV-
TC-1201	Temperatura interior en R-101	Cabal sals foses entrada a R-101	CV-
TC-1202	Temperatura interior en R-102	Cabal sals foses entrada a R-102	CV-
TC-1203	Temperatura interior en R-103	Cabal sals foses entrada a R-103	CV-
CC-1201	Concentració oxigen entrada a R-101	Cabal aire entrada a R-101	CV-
CC-1202	Concentració oxigen entrada a R-102	Cabal aire entrada a R-101	CV-
CC-1203	Concentració oxigen entrada a R-103	Cabal aire entrada a R-101	CV-
PC-1301 A/B/C/D/E	Pressió entrada a HE-104	Cabal aire sortida de C-101	CV-1301 A CV-1302 A
TC-1301 A/B/C/D/E	Cabal entrada aigua de refrigeració a HE-102 A/B/C/D/E	Cabal entrada aigua de refrigeració a HE-102 A/B/C/D/E	CV-1303 A
TC-1302 A/B/C/D/E	Cabal entrada aigua de refrigeració a HE-103 A/B/C/D/E	Cabal entrada aigua de refrigeració a HE-103 A/B/C/D/E	CV-1304 A

(Continuació taula 4.2.3. Relació entre els instruments de control i les variables controlades del sistema)

Preparat	A. González	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI
Revisat	S. Faulo		
Aprovat	A. Harguindey		
214043			
LLISTAT DE CONTROLADORS DEL SISTEMA DE REAC			
Controlador	Variable controlada	Variable manipulada	Elen
RC-1301	Relació cabals entrada aire a HE-104 A/B	Cabal entrada aire a HE-104 B	CV-
TC-1303A/B	Temperatura aire entrada a R-101	Cabal aire bypass de HE-104	CV-13
RC-1401	Cabal entrada sals foses a HE-105 B	Cabal entrada sals foses a HE-105 B	CV-
LC-1401A/B	Nivell interior en HE-105 A/B	Cabal condensat entrada a HE-105 A/B	CV-14

Taula 4.2.4. Llista de vàlvules de control del sistema de reacció.

Preparat	A. González	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI			
Revisat	S. Faulo					
Aprovat	A. Harguindey					
214043						
LLISTAT DE VÀLVULES DE CONTROL DEL SISTEMA DE R						
Vàlvula	Tipus	Cabal (kg/h)	Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	P <sub>entrada</sub> (bara)	Carrera (mm)	D <sub>seient</sub> (mm)
CV-1101	De control	12689	766	3.5	32	40
CV-1102	De control	12689	10.3	3.5	32	20
CV-1103	De control	4422	10.99	23	32	4
CV-1201	De control	154800	1930	3.5	45	95
CV-1202	De control	237600	1930	3.5	45	120
CV-1203	De control	140400	1930	3.5	32	95
CV-1204	De control	22256	2.26	3.0	55	195
CV-1205	De control	29675	2.26	3.0	65	195
CV-1206	De control	14837	2.26	3.0	45	120
CV-1301A/B/C/D/E	De control	9151	1.29	1.7	45	145
CV-1302A/B/C/D/E	De control	9151	1.29	1.7	45	145
CV-1303A/B/C/D/E	De control	5953	996	3.0	32	30
CV-1304A/B/C/D/E	De control	6701	996	3.0	32	30
CV-1305	De control	37470	3.08	3.15	45	295
CV-1306A/B	De control	5621	3.08	3.15	32	95
CV-1401	De control	266400	1840	3.5	45	145
CV-1402A	De control	28119	846	23	32	65
CV-1402B	De control	28119	846	23	32	65

Taula 4.2.5.. Relació de les alarmes amb els transmissors del sistema de reacció.

Preparat	A. González	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI
Revisat	S. Fauló		
Aprovat	A. Harguindey		
214043			
LLISTAT D'ALARMES I TRANSMISSORS DEL SISTEMA DE I			
Transmissor	Descripció	Equip	Tip
FT-1101	Cabal orto-xilè entrada	HE-101	Placa d'
PT-1101 PT-1102	Pressió línia orto-xilè entrada	R-101	Manòr
LT-1101 LT-1102	Nivell interior	HE-101	Manòmetre
TT-1201 a TT-1205	Temperatura interior carcassa	R-101	Termoj
TT-1206 a TT-1210	Temperatura interior carcassa	R-102	Termoj
TT-1210 a TT-1215	Temperatura interior carcassa	R-103	Termoj
AT-1201 a AT-1203	Concentració oxigen	R-101	Mesurador
AT-1204 a AT-1206	Concentració oxigen	R-102	Mesurador
AT-1207 a AT-1209	Concentració oxigen	R-103	Mesurador
PT-1301 A/B/C/D/E	Pressió línia aire sortida	C-101 A/B/C/D/E	Manòr
TT-1301 A/B/C/D/E	Temperatura aire sortida	HE-102 A/B/C/D/E	Termoj
TT-1302 A/B/C/D/E	Temperatura aire sortida	HE-103 A/B/C/D/E	Termoj
TT-1303 A/B	Temperatura aire entrada	R-101, R-102 i R-103	Termoj

(Continuació taula 4.2.5.. Relació de les alarmes amb els transmissors del sistema de reacció.)

Preparat	A. González	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI
Revisat	S. Faulo		
Aprovat	A. Harguindey		
214043			
<b>LLISTAT D'ALARMES I TRANSMISSORS DEL SISTEMA DE I</b>			
<b>Transmissor</b>	<b>Descripció</b>	<b>Equip</b>	<b>Tip</b>
FT-1401 i FT-1402	Cabal sals foses entrada	HE-105 A/B	Placa d'
LC-1401 A/B LC-1402 A/B	Nivell interior	HE-105 A/B	Manòmetre

#### **4.2.2.4. Sistema d'enclavaments**

El sistema de reacció consta de 3 vàlvules de control de tipus on/off, OCV-1201, OCV-1202 i OCV-1203, en les línies de nitrogen que es troben normalment en posició tancada. En cas d'augment de temperatura descontrolat dels reactors R-101, R-102 o R-103 s'acciona la vàlvula corresponent, obrint la línia i injectant nitrogen per tal d'aturar la reacció. En cas de parada del sistema de reacció, també s'acciona actuant com a purga per tal d'assegurar el correcte arrossegament dels gasos presents als reactors.

#### **4.2.3. Disseny d'equips**

Aquest projecte s'ha centrat en el disseny de la secció de reacció, essent el reactor un equip no ordinari. De manera que s'ha elaborant un model i programat un software propi per tal de resoldre'l i així poder dimensionar i dissenyar l'equip. Per aquest motiu el procediment seguit pel disseny del reactor es detalla a l'apartat 5 i no en aquest, encara que les fitxes d'especificació dels reactors es poden trobar amb les de la resta dels equips. Aquesta separació es fa perquè pel disseny del reactor no es disposen de referències ni procediments de càlcul normalitzats i la resta dels equips presents en el sistema de reacció són comuns dins de la indústria.

Per al càlcul dels intercanviadors de calor s'ha fet servir l'ajuda del software *EDR Shell & Tube* i del *EDR Mechanical*.

##### **4.2.3.1. Bomba P-101 A/B [Faulo]**

Es necessari pressuritzar l'orto-xilè abans d'introduir-lo a l'intercanviador de calor HE-101 i evaporar-lo. Per aquest motiu s'ha escollit una bomba centrífuga de l'empresa GRUNDFOS, de tipus NKGE, les quals integren un controlador de velocitat, assegurant d'aquesta manera una pressió constant al sistema, ja que s'adapten a les condicions d'aquest automàticament.

L'equip es troba per duplicat en la secció, ja que en cas de trencament, s'hauria d'aturar completament el procés, ja que es tracta de l'equip impulsor d'una de les matèries primeres.

D'aquesta manera es facilita l'operativitat en el sistema.

#### **4.2.3.2. Intercanviador HE-101 [Comú]**

Aquest equip s'encarrega de l'evaporació d'orto-xilè mitjançant la condensació de vapor a alta pressió. Per aquest motiu s'ha escollit un intercanviador del tipus AKU. S'ha seleccionat el capçal A degut a que ambdós fluids són nets, la carcassa de tipus K ja que és necessari realitzar una evaporació i els tubs en U eviten problemes d'expansió tèrmica, a més a més de no generar problemes al tractar-se de dos fluids nets.

L'orto-xilè es fa passar pel costat de carcassa i el vapor pel costat de tubs, a la sortida de la qual hi ha situada una trampa de vapor (purgador). Per tal d'evitar estrès per flexió en el feix tubular s'han col·locat *baffles* complets, de suport, amb un 10% de tall inferior per assegurar el purgat de l'equip.

No s'esperen problemes de corrosió a l'equip, de manera que s'ha dissenyat amb acer al carboni. Per al seu manteniment l'entrada del feix tubular, tot i que limitada, és suficient per a actuar com a boca d'home. No s'espera un manteniment freqüent de l'equip.

#### **4.2.3.3. Compressor C-101 A/B/C/D/E [Harguindey]**

És necessari introduir grans quantitats d'aire al sistema de reacció degut a l'elevada producció del sistema dissenyat. No són habituals compressors comercials capaços de complir amb els requeriments tècnics d'aquest projecte, per aquest motiu s'ha contactat amb l'empresa experta *Ariel Compressors* (ref.22).

Per a efectuar aquesta compressió serà necessari utilitzar compressors recíprocs de gran cilindrada. Es podria realitzar la compressió amb dos equips però, per a facilitar la instal·lació i el manteniment d'aquests, és més recomanable dividir el cabal d'entrada en 4 compressors idèntics que actuïn en paral·lel.

Els compressors són equips que requereixen de manteniment relativament freqüent, de manera que per evitar disminuir el nivell de producció a causa del manteniment d'un dels compressors, s'ha optat per l'adquisició d'un cinquè compressor, que normalment no estarà en funcionament.

Cada compressor té un consum elèctric d'aproximadament 1200kW i comprimeix l'aire per a que arribi als reactors a 3 bar. En aquest procés de compressió, l'aire es calenta per sobre dels límits d'operació dels compressors, de manera que cada compressor comprimeix l'aire en tres etapes. Dos pistons s'encarreguen de la primera, un de la segona i un de la tercera. Després de la primera i de la segona etapa hi ha un intercanviador per tal d'assegurar

que l'equip es trobi dins dels seus rangs d'operació.

Per a l'elecció de totes les peces del compressor s'han seguit les recomanacions de *Ariel compressors* i de les eines informàtiques subministrades al software *Ariel Performance*.

El disseny d'aquest equip s'ha realitzat conjuntament amb el disseny de l'equip HE-102 i HE-103 per tal d'assegurar una pèrdua de carrega acceptable i una temperatura de retorn adequada entre etapes de compressió.

#### **4.2.3.4. Intercanviador de calor HE-102 A/B/C/D/E [Harguindev]**

Aquest equip s'encarrega de refredar l'aire provinent de la primera etapa de compressió de l'equip C-101, per tant, n'hi ha un per cada compressor present a la planta. És imperatiu que la pèrdua de càrrega d'aquest equip sigui mínima, motiu pel qual s'ha optat per un intercanviador de tub i carcassa amb tubs aletejats de tipus *lowfin* (aletes de poc més d'1 mm d'alçada).

És important assegurar una mínima pèrdua de carrega, per tant, els tubs es sostenen mitjançant *baffles* de barres que a la vegada generen petites turbulències en el cabal d'aire.

Els intercanviadors es situen en posició horitzontal perquè són petits i estan situats al costat del compressor, on la construcció d'estructures dificultarien el manteniment.

L'equip és de tipus BEM per la seva senzillesa en el manteniment i construcció, i d'acer al carboni, ja que no s'esperen problemes de corrosió de cap tipus.

#### **4.2.3.5. Intercanviador de calor HE-103 A/B/C/D/E [Harguindev]**

Anàlogament a l'equip HE-102, hi ha un equip associat a cadascun dels 5 compressors presents al sistema de reacció, ja que s'encarrega de la refrigeració de l'aire entre la segona i la tercera etapa de compressió. Com que els requisits de disseny d'aquest equip són similars als de l'equip HE-102, els resultats als que s'ha arribat són les mateixes.

És un intercanviador amb tubs aletejats de tipus *lowfin* amb *baffles* de barres per tal de maximitzar l'intercanvi minimitzant la pèrdua de carrega. I, per les mateixes raons que el HE-102, l'equip s'ha situat en posició horitzontal.

L'equip és del tipus BEM per la seva senzillesa en el manteniment i construcció, i d'acer al carboni, ja que no s'esperen problemes de corrosió de cap tipus.

#### **4.2.3.6. Intercanviador de calor HE-104 A/B [Harguindev]**

Aquest equip es troba a la sortida del compressor i aprofita el calor provinent del reactor per tal d'escalfar l'aire abans de la seva introducció en el reactor. D'aquesta manera es facilita la tasca de condensació, que és la secció posterior al sistema de reacció, encara que no entra dins de l'abast d'aquest projecte, i s'evita invertir recursos en escalfar l'aire.

És imperatiu que aquest procés tingui molt poca pèrdua de càrrega per a l'aire, ja que seria contraproduent amb el procés de compressió.

A més a més, el fluid de procés prové d'una oxidació parcial, per tant, s'espera embrutiment especialment durant la parada i la posada en marxa.

Tenint en compte aquests factors, s'ha escollit un intercanviador semblant als HE-102 i HE-103. En aquest cas es tracta d'un intercanvi gas-gas on l'aire, que és substancialment més net i requereix d'una menor pèrdua de càrrega, es fa circular per carcassa mentre que els productes de la reacció es fan circular per tubs. Els tubs són senzills de netejar i, encara que provoquen majors pèrdues de càrrega, no impliquen un problema degut a que les següents parts del procés operen a molt baixa pressió o a buit.

Aquest equip està duplicat per facilitar el transport i el manteniment dels equips i, per la mateixa raó, està instal·lat en vertical. A l'igual que en els equips HE-102 i HE-103 es fa ús de *baffles* de barres per tal de donar integritat estructural als tubs, els quals són força fins, sense generar grans pèrdues de càrrega.

A més a més, per tal de garantir el control de la temperatura d'aquest equip s'ha sobredimensionat de manera que la temperatura de sortida de l'aire sigui 5 °C superior a la necessària. Així, part del caudal es pot regular desviant-lo pel *bypass* de l'equip, controlant efectivament la temperatura.

#### **4.2.3.7. Intercanviador de calor HE-105 A/B [González]**

L'intercanviador de calor HE-105 A/B és de tipus BKU i s'utilitza per refrigerar les sals foses provinents del sistema de reacció mitjançant la generació de vapor d'alta pressió. Les sals circulen pel costat de tubs mentre que el condensat es fa passar per la carcassa per tal de vaporitzar-lo. S'ha escollit un capçal frontal de tipus B ja que és el més simple i econòmic i les condicions a les que operen les sals així ho permeten, ja que es troben a una pressió de 3 bara i no són un fluid perillós ni tenen un factor d'embrutiment elevat. La carcassa escollida és de tipus K, ja que és la requerida per poder evaporar el condensat i s'han seleccionat tubs

en U perquè la diferència de temperatura entre l'entrada i sortida de les sals és elevada i així s'eviten problemes d'expansió tèrmica.

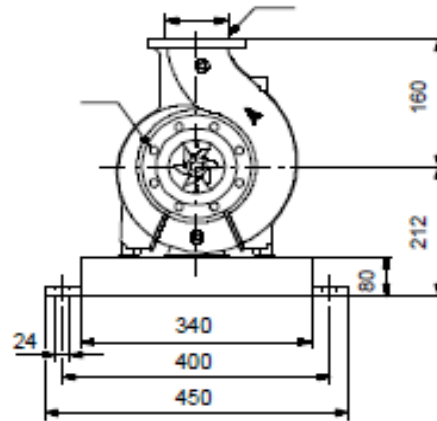
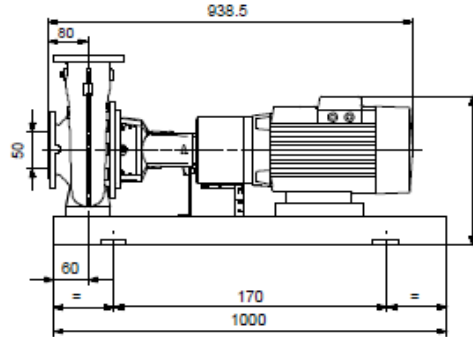
S'ha dividit l'equip en dos per tal de que sigui fàcilment transportable fins a la localització d'implantació. Els *baffles* utilitzats són complets, per evitar que es produeixi flexió en els tubs, amb un tall d'un 10% en la part inferior pel drenatge de l'equip. Per l'equip s'han utilitzat dos materials, acer al carboni en la carcassa i acer inoxidable 316 en els tubs i capçal frontal degut a la corrosió de les sals a alta temperatura, ja que l'entrada es troba a 400°C. No s'ha inclòs una boca d'home en l'equip ja que el diàmetre del feix tubular és suficientment gran com per poder realitzar les tasques de manteniment i neteja correctament.

S'ha utilitzat la normativa TEMA R per tal de garantir una major fiabilitat de l'equip ja que el seu servei és imprescindible per al segur funcionament del sistema de reacció.

#### **4.2.3.8. Fulls d'especificació dels equips**

A continuació es mostren les fitxes d'especificació de tots els equips del sistema de reacció.

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b> <b>Bombas Centrifugas</b> <b>Universitat Rovira i Virgili</b>	Nº	1
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	11/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5				REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7	ÍTEM	P-101A/B			
8	SERVICIO	Presurización o-xileno			
9	TIPO	NKGE 50-32-160.1/177 A2-F-A-E-BAQE			
10	Nº UNIDADES	2			
11	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>				
12	CAPACIDAD	NORMAL	16.5 m3/h		
13		DISEÑO	18.2 m3/h		
14	ALTURA DIFERENCIAL	33.0 m.c.l.			
15	PRESIÓN	IMPULSION	3.50 bara		
16		ASPIRACION	1.25 bara		
17	FLUIDO	PRODUCTO	orto xileno		
18		SOLIDOS	0.00 % peso		
19		PRES. VAPOR	0.10 bara		
20		TEMPERATURA	25.0 °C		
21		DENSIDAD	766 kg/m3		
22		VISCOSIDAD	0.74 mPa·s		
23	NPSH	DISPONIBLE	15.2 m.c.l.		
24		REQUERIDO	1.66 m.c.l.		
25	RENDIMIENTO	88.0%			
26	POTENCIA AL EJE	kW			
27	MOTOR	4.00 kW			
28	OPERACIÓN				
29	<b>CONEXIONES</b>				
30	RATING DE	IMPULSIÓN	#		
31	LAS BRIDAS	ASPIRACIÓN	#		
32	TAMAÑO DE	IMPULSIÓN	32.0 inch		
33	LAS BRIDAS	ASPIRACIÓN	50.0 inch		
34	<b>MATERIALES / CONSTRUCCIÓN</b>				
35	CUERPO	ASTM A48-30 B			
36	RODETE	TIPO			
37		MATERIAL	ASTM A48-30 B		
38		TAMAÑO	inch		
39	EJE	acero inoxidable			
40	FUNDA EJE				
41	CAMISA ESTÁTOR				
42	COJINETES ROTOR				
43	COJINETES EJE				
44	JUNTA				
45	CIERRE	EPDM			
46	OTROS				
47	<b>ACOPLAMIENTO</b>				
48					
49					
50	CIERRE	TIPO	BAQE		
51		INYECCION DE LIQUIDO			
52		REFRIGERACION			
53		MARCA MODELO			
54	ACCIONAM.	TIPO			
55		PROTECCION			
56		MARCA MODELO			
57					
58	AISLAMIENTO				
59	CODIGO				
60					
61	<b>COMENTARIOS</b>				
62	BAQE: codigo cierre				
63	Codigo del cierre:				
64	B: cierre de fuelle de goma				
65	A: carbon, metal impregnado para el rodamiento del cierre				
66	Q: carburo de silicio para el asiento				
67	E: EPDM (caucho de etileno-propileno)				

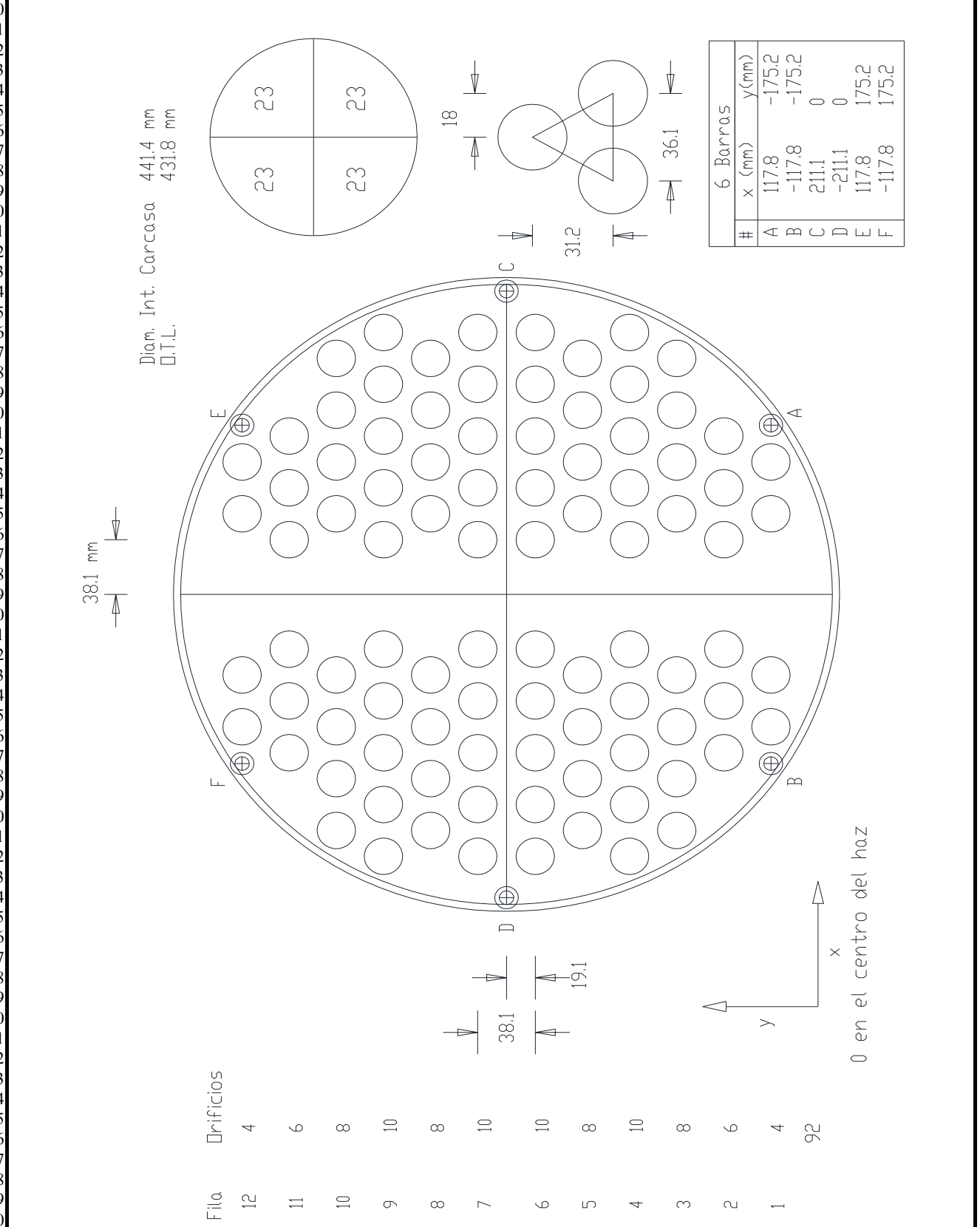


1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN		Nº	2
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	1 de 4
3	FÁBRICA		Cambiador Carcasa-Tubos		FECHA	15/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico			PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	HE-101	Universitat Rovira i Virgili		REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Evaporación de xileno mediante vapor para su uso en R-103.			APROBADO	S.Faulo
7					Nº UNIDADES	1
8	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>					
9			<b>LADO ENVOLVENTE</b>		<b>LADO TUBOS</b>	
10	PRODUCTO		Xileno		Vapor de alta presión	
11	CAUDAL TOTAL	kg/h	12,686		4,467	
12			<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
13	VAPOR	kg/h	0	12,686	4,467	0
14	LÍQUIDO	kg/h	12,686	0	0	4,467
15	INCONDENSABLES	kg/h	0		0	
16	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	12,686		0	
17	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0		4,467	
18	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	875	-	850
19		VISCOSIDAD	mPa·s	0.788	-	0.135
20		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.428	-	1.05
21		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.139	-	0.646
22		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.030	-	0.034
23	VAPOR	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	-	8.15	11
24		VISCOSIDAD	mPa·s	-	0.010	0.017
25		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	-	0.43	0.76
26		COND.TÉRMICA	W/m·K	-	0.023	0.04
27	CALOR LATENTE	kcal/kg	75		446	
28	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	3.56	3.40	23.00	22.85
29	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	25	200	220	216
30	VELOCIDAD	m/s	0.70		13.63	
31	PÉRDIDA DE CARGA. Adm/calc	Bar	0.20	0.16	0.50	0.15
32	CALOR	SENSIBLE	kW		20	
33		LATENTE	kW		2,316	
34		TOTAL	kW		2,336	
35	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m <sup>2</sup> .h <sup>o</sup> .C)/kcal	0.0002		0.0001	
36	SOBREDISEÑO U calculada / U diseño				1.31	
37	<b>ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES</b>			<b>CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA</b>		
38		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9	
39	ENVOLVENTE	CS		TIPO	AKU	
40	CABEZALES ENVOLVENTE	CS		AREA	33 m <sup>2</sup>	
41	CABEZALES TUBOS	CS		Nº DE PASOS	Tubos 1.00	Envolvente 1.00
42	TAPA DEL CABEZAL	CS		TUBOS	47	
43	BRIDAS ENVOLVENTE	CS		Nº / PITCH	Cuadrado 15.9mm	
44	BRIDAS CABEZAL TUBOS	CS		ENVOLVENTE	Diámetro 819mm	Espesor 10 mm
45	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	CS		TUBOS	Diámetro 25.4mm	Espesor 2.1mm
46	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	CS		DEFLECTORES	Tipo Total	
47	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	CS		ENVOLVENTE	Número 8.0	Corte 10% inf.
48	TUBULADURAS CABEZALES	CS		TUBOS		
49	TUBOS	CS		PRES. DISEÑO	4.1 Barg	25.5 Barg
50	PLACA TUBULAR	CS		TEMP. DISEÑO	260 °C	260 °C
51	ALETAS			PRES. PRUEBA	Barg	Barg
52	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	CS		Hidráulica	5.4	33.2
53	DISTANCIADORES			Neumática	NO	NO
54	TIRANTES	CS		ALIVIO TENS.	NO	NO
55	SOPORTES/APOYOS	CS		RADIOGRAF.	Spot	Spot
56	TORNILOS/TUERCAS	CS		ESP. CORROS.	1.6mm	1.6mm
57	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	CS		EF. SOLDAD.	0.85-1	0.85-1
58	JUNTAS ENVOLVENTE					
59	JUNTAS CABEZAL					
60	JUNTA DE EXPANSIÓN					
61	<b>NOTAS</b>			AISLAMIENTO	SI	
62	10% de corte inferior en los deflectores para drenado del equipo.			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO	
63				PINTURA	NO	
64				ACCESORIOS	NO	
65						
66						
67						
68						
69						
70						



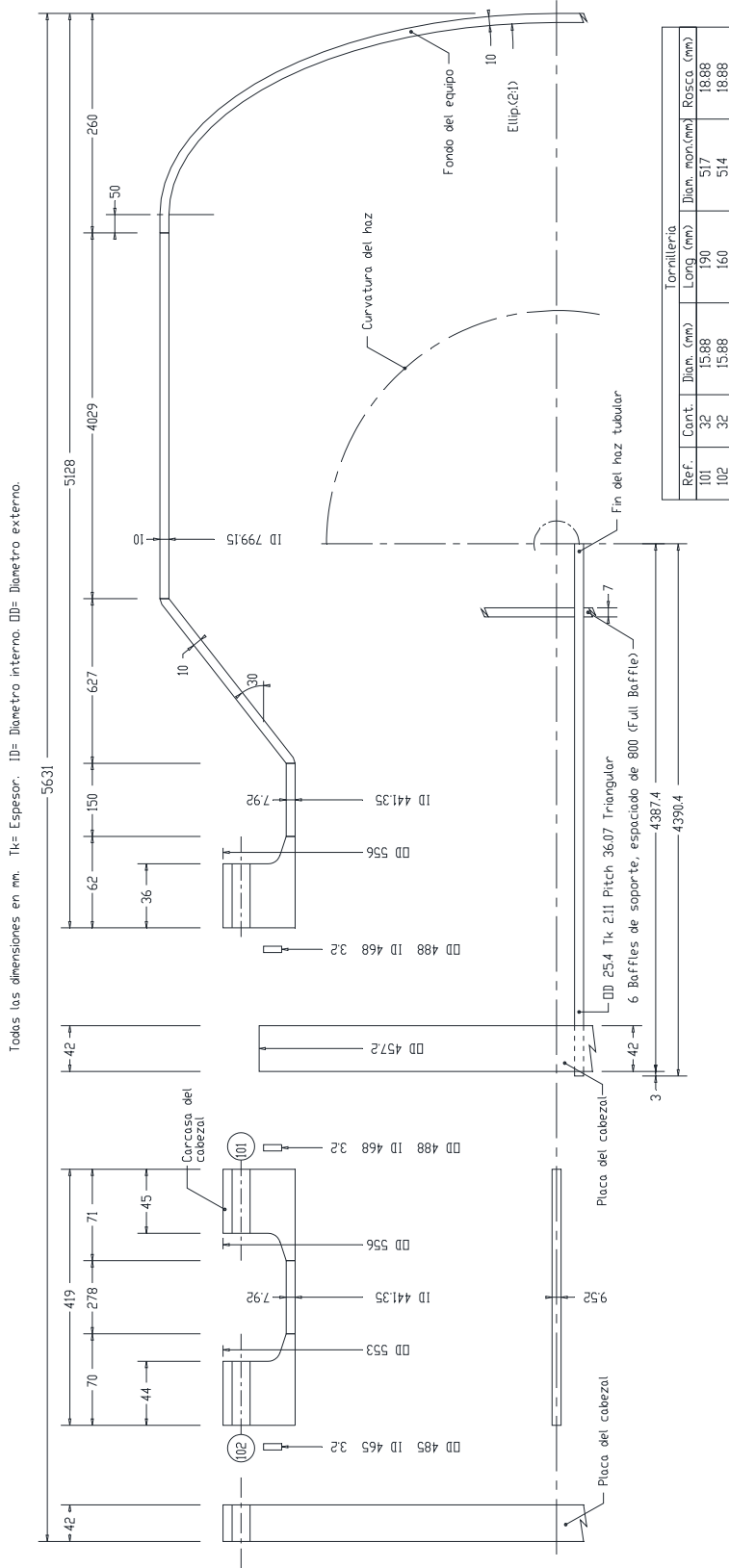
1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	Nº	2
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	15/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	HE-101	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Evaporación de xileno mediante vapor para su uso en R-103.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DETALLE HAZ TUBULAR**



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>	Nº	2
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	4 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	15/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	HE-101	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Evaporación de xileno mediate vapor para su uso en R-103.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DETALLE DE SECCIÓN Y TORNILLERÍA**



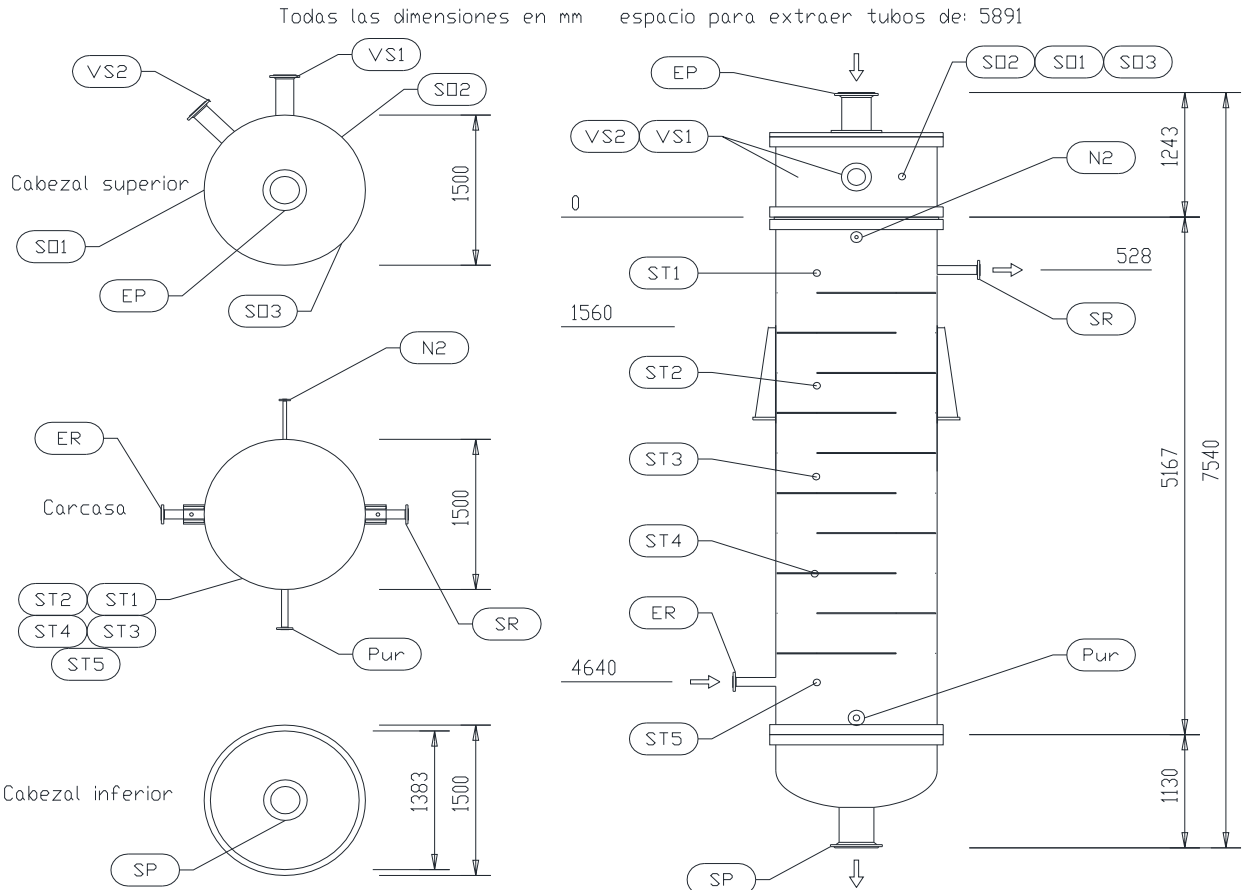
1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8  
9  
10  
11  
12  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65  
66  
67  
68  
69  
70

Todos las dimensiones en mm. Tk= Espesor. ID= Diámetro interno. OD= Diámetro externo.

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN			Nº	3
2	EMPRESA	URV				HOJA Nº	1 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado			FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico				PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-101	Universitat Rovira i Virgili			REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.				APROBADO	S.Faulo
7			Nº UNIDADES	1			
8	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
9			<b>LADO ENVOLVENTE</b>		<b>LADO TUBOS</b>		
10	PRODUCTO		Sales fundidas		Fluido de proceso		
11	CAUDAL TOTAL	kg/h	154,800		34,945		
12			<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
13	VAPOR	kg/h	0	0	34,945	34,945	
14	LÍQUIDO	kg/h	154,800	154,800	0	0	
15	INCONDENSABLES	kg/h	NO APLICA		NO APLICA		
16	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0		0		
17	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0		0		
18	CALENTAMIENTO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1,930	1,880	3.01	2.50
19		VISCOSIDAD	mPa·s	5.90	3.60	0.02	0.02
20		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.33	0.34	0.33	0.34
21		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.49	0.55	0.05	0.05
22		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.07	0.05	NO APLICA	NO APLICA
23	REFRIGERACIÓN	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1,880	1,840	2.50	2.15
24		VISCOSIDAD	mPa·s	3.60	2.40	0.02	0.02
25		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.34	0.34	0.34	0.36
26		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.53	0.55	0.05	0.06
27		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.05	0.03	NO APLICA	NO APLICA
28	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	3.00		3.2		
29	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	260	374	200	384	
30	VELOCIDAD MEDIA	m/s	0.1		6.0		
31	PÉRDIDA DE CARGA Admis./Calc.	Bar	0.2/0.2		0.2/0.2		
32	INTERCAMBIO DE CALOR	kW	7,446				
33	PUNTOS IMPOTANTES						
34	CRUCE TEMPERATURAS	m*	1.1		1.1		
35	MAXIMA TEMPERATURA	m*	1.1		2.7		
36	* Metros desde el haz tubular superior.						
37	<b>ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES</b>			<b>CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA</b>			
38		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9		
39	ENVOLVENTE	SS 316		TIPO	AET		
40	CABEZALES ENVOLVENTE	SS 316		AREA	420 m <sup>2</sup>		
41	CABEZALES TUBOS	SS 316		Nº DE PASOS	Tubos	1	Envolvente
42	TAPA DEL CABEZAL	SS 316		TUBOS	1,000		
43	BRIDAS ENVOLVENTE	SS 316		Nº / PITCH	Triangular 40mm		
44	BRIDAS CABEZAL TUBOS	SS 316		ENVOLVENTE	Diámetro	1500mm	Espesor
45	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	SS 316		TUBOS	Diámetro	25.4 mm	Espesor
46	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	SS 316		DEFLECTORES	Tipo	Single segmental	
47	TUBULADURAS ENVOLVIVEN	SS 316			Número	10	Corte
48	TUBULADURAS CABEZALES	SS 316			ENVOLVENTE TUBOS		
49	TUBOS	SS 316		PRES. DISEÑO	3	Barg	3
50	PLACA TUBULAR	SS 316		TEMP. DISEÑO	400	°C	470
51	ALETAS	NO APLICA		PRES. PRUEBA	Barg	Barg	
52	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	SS 316		Hidráulica	4.5	4.5	
53	DISTANCIADORES	SS 316		Neumática	NO	NO	
54	TIRANTES	SS 316		ALIVIO TENS.	NO	NO	
55	SOPORTES/APOYOS	SS 316		RADIOGRAF.	Spot	Spot	
56	TORNILOS/TUERCAS	SS 316		ESP. CORROS.	3mm	3mm	
57	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	SS 316		EF. SOLDAD.	0.85-1	0.85-1	
58	JUNTAS ENVOLVENTE	SS 316					
59	JUNTAS CABEZAL	SS 316					
60	PLACA DE CHOQUE	NO					
61	<b>NOTAS</b>			AISLAMIENTO	SI		
62	El catalizador se degrada a más de 500°C, la T max es de 470°C			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
63	En cabeza tiene que haber un dispositivo para crear entre 0.1 y 0.2 barg de caída de presión. A espera de negociar con el fabricante se ha elgido una malla metálica tipo demister de 1450mm de diametro y 200mm de grosor			PINTURA	NO		
64	Los tubos van rellenos de pellets de catalizador de D 6 mm (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> /TiO <sub>2</sub> )			ACCESORIOS	SI		
65	En el cabezal inferior va bridada una malla metalica romaide de 10mm para sostener el catalizador. (30° y 6mm de espaciado)				Catalizador; 6000kg en lado tubos		
66	Hay un cruce de temperatuas. Notese que no es un intercambiador.				Malla metalica en cabeza		
67					Soporte para catalizador en el fondo.		
68							
69							
70							

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	3
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	2 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-101	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

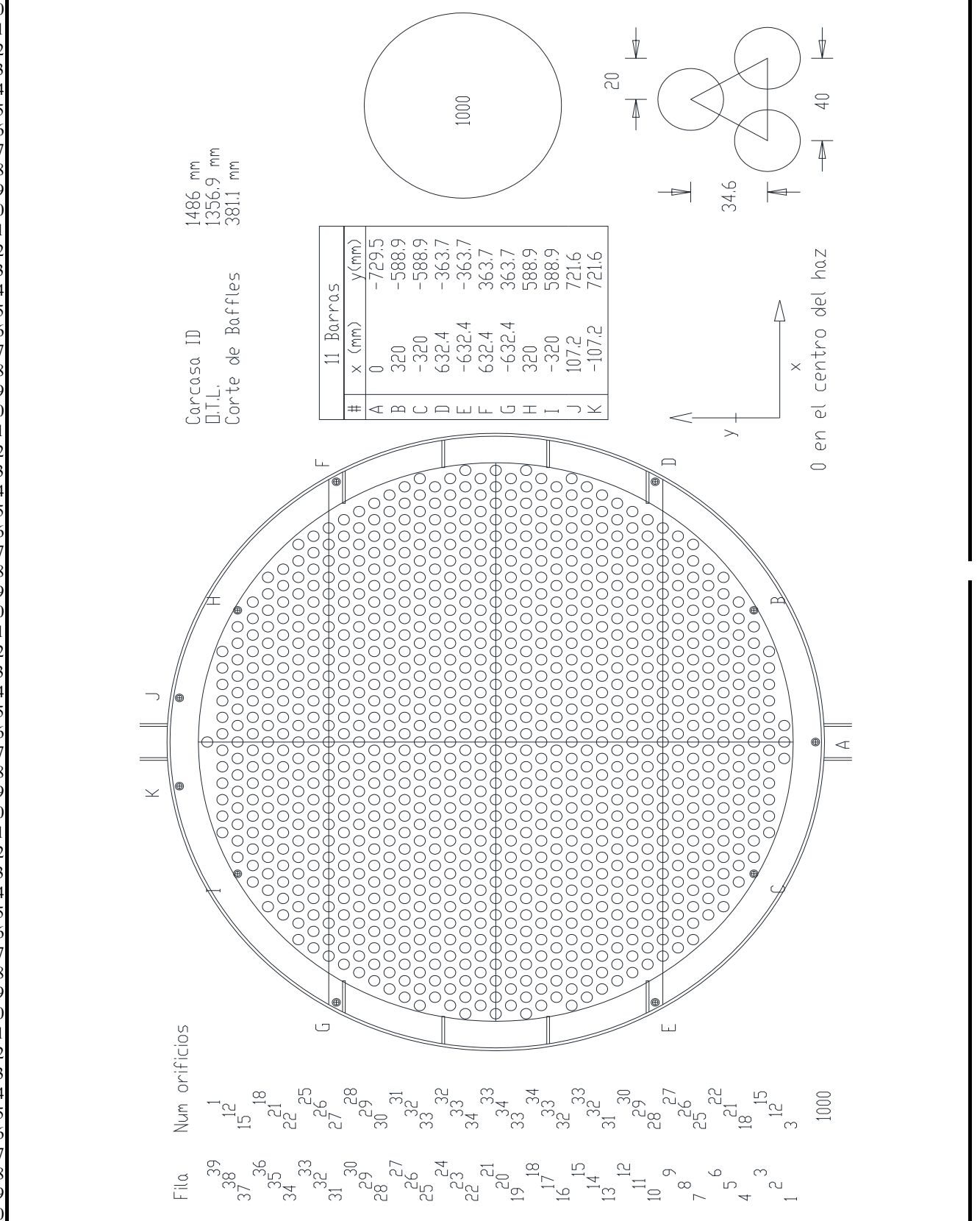
**DIAGRAMA GENERAL Y DE TUBULADURAS**



ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
EP	Entrada de proceso (gas)	16 in	150 # ANSI	
SP	Salida de proceso (gas)	18 in	150 # ANSI	
ER	Entrada de refrigerante (sales fundidas)	6 in	150 # ANSI	
SR	Salida de refrigerante (sales fundidas)	6 in	150 # ANSI	
VS1	Emplazamiento de Valvula de seguridad	8 in	150 # ANSI	
VS2	Emplazamiento de Valvula de seguridad	8 in	150 # ANSI	
N2	Entrada Nitrogeno (purga y limpieza)	1 in	150 # ANSI	
Pur	Purga de carcasa	2 in	150 # ANSI	
ST1	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	150 # ANSI	
ST2	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST3	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST4	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST5	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
SO1	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	
SO2	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	
SO3	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	

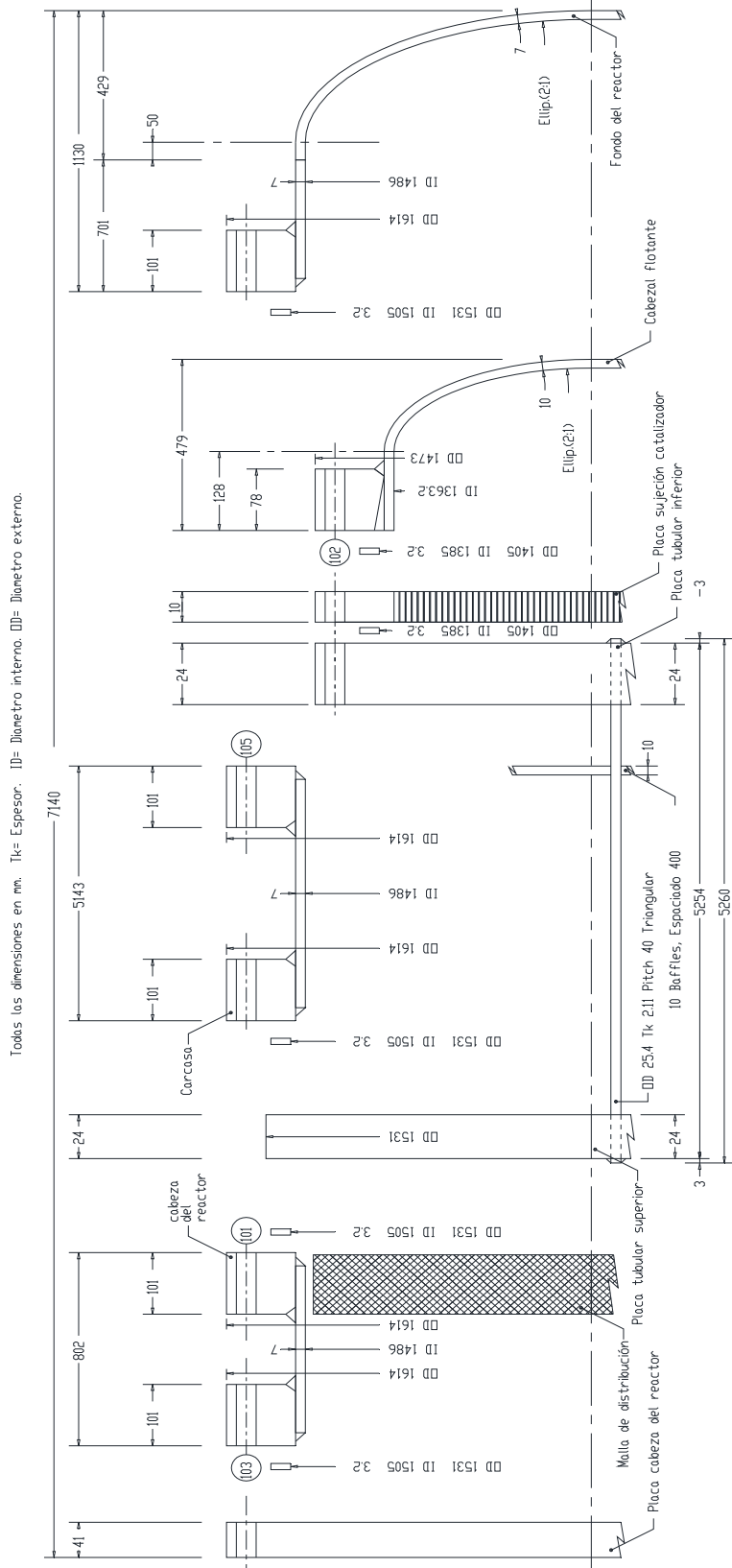
1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b> <b>Reactor Multitubular refrigerado</b>	Nº	3
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 5
3	FÁBRICA			FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-101	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DETALLE PLACA TUBULAR**



1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	3
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	4 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-101	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DETALLE DE SECCIÓN Y TORNILLERÍA**



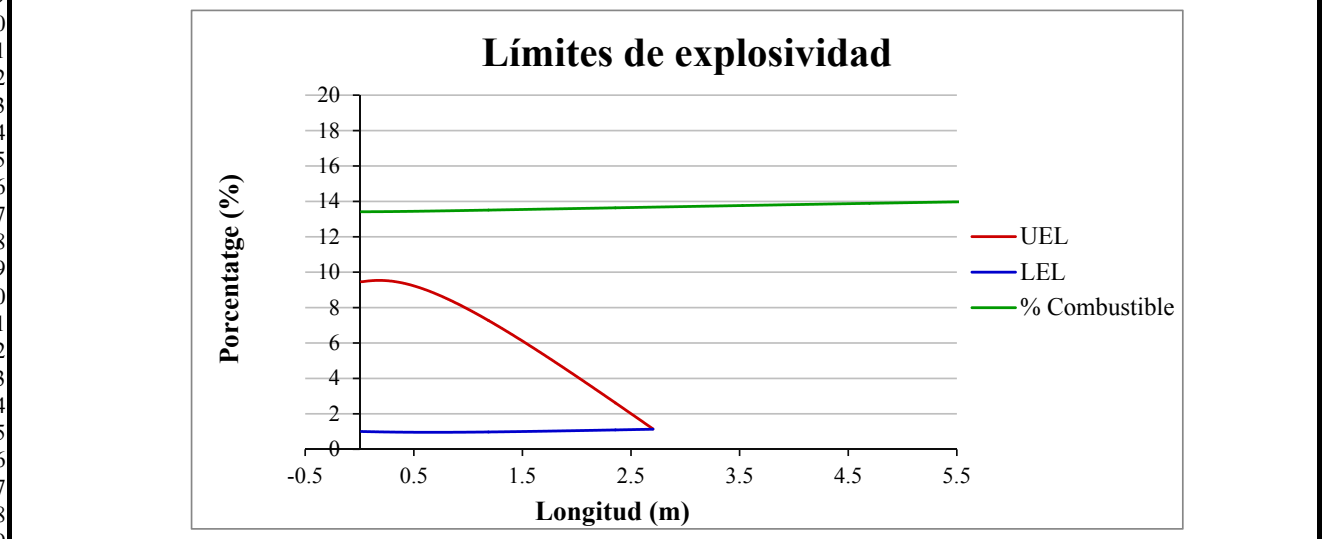
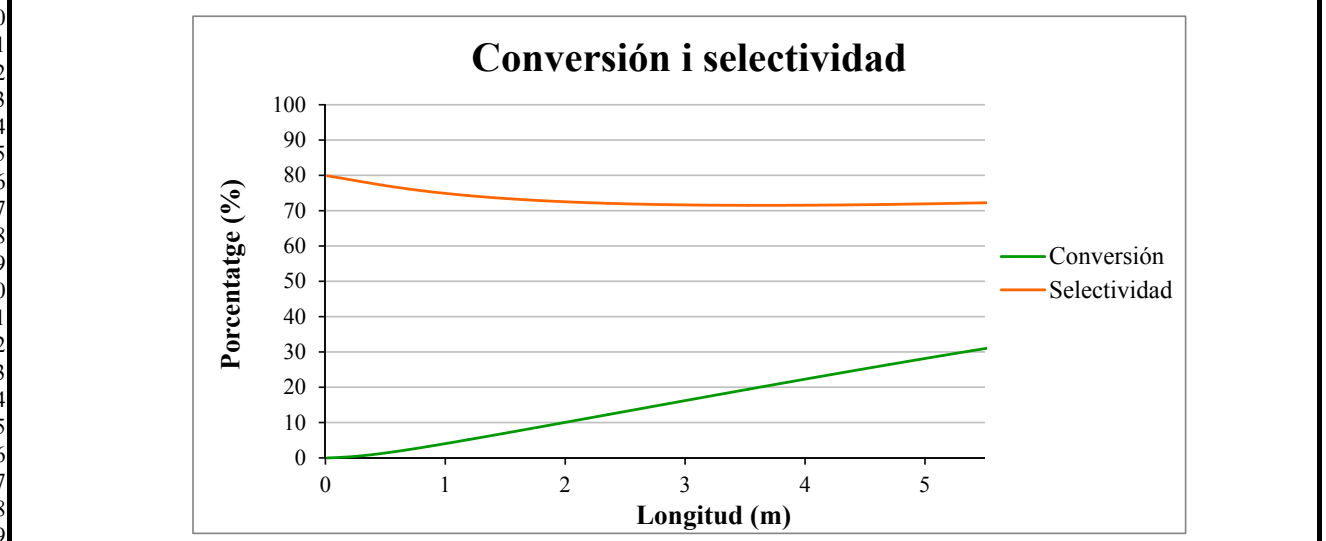
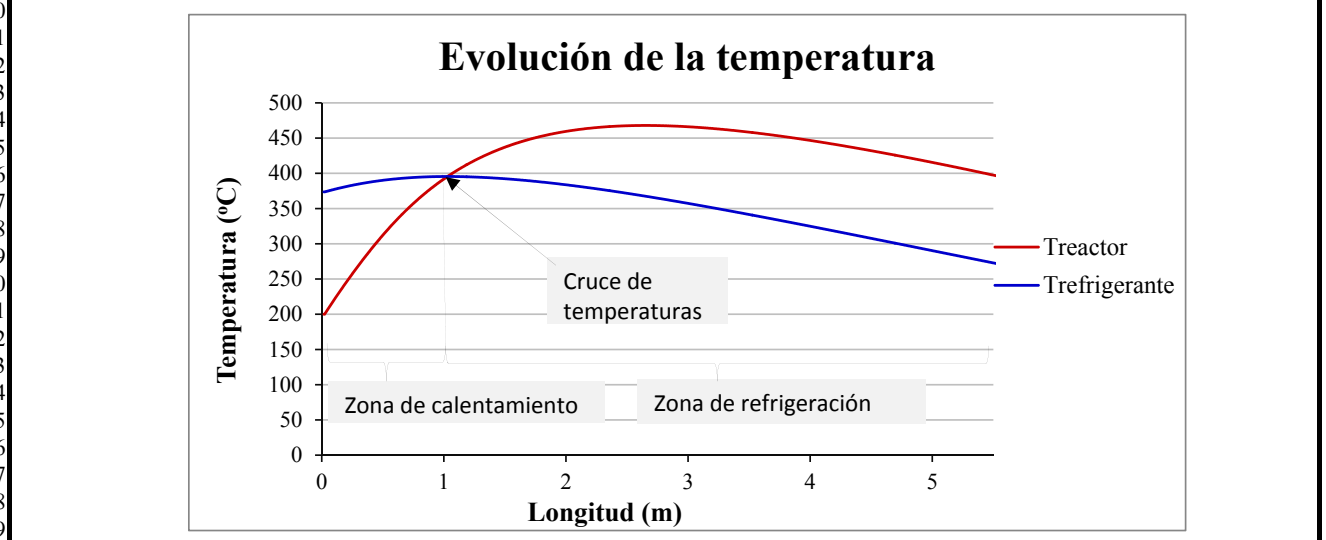
Ref.	Cont.	Diam. (mm)	Tornillería		
			Long. (mm)	Cabeza (mm)	Rosca (mm)
105	56	22,23	300	1566	25,23
103	56	22,23	240	1566	25,23
102	84	15,88	180	1434	18,88
101	56	22,23	330	1566	25,23

10  
11  
12  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65  
66  
67  
68  
69  
70

Todas las dimensiones en mm. Tk= Espesor. ID= Diámetro interno. OD= Diámetro externo.

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	3
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	5 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-101	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

8 **CONDICIONES INTERNAS**



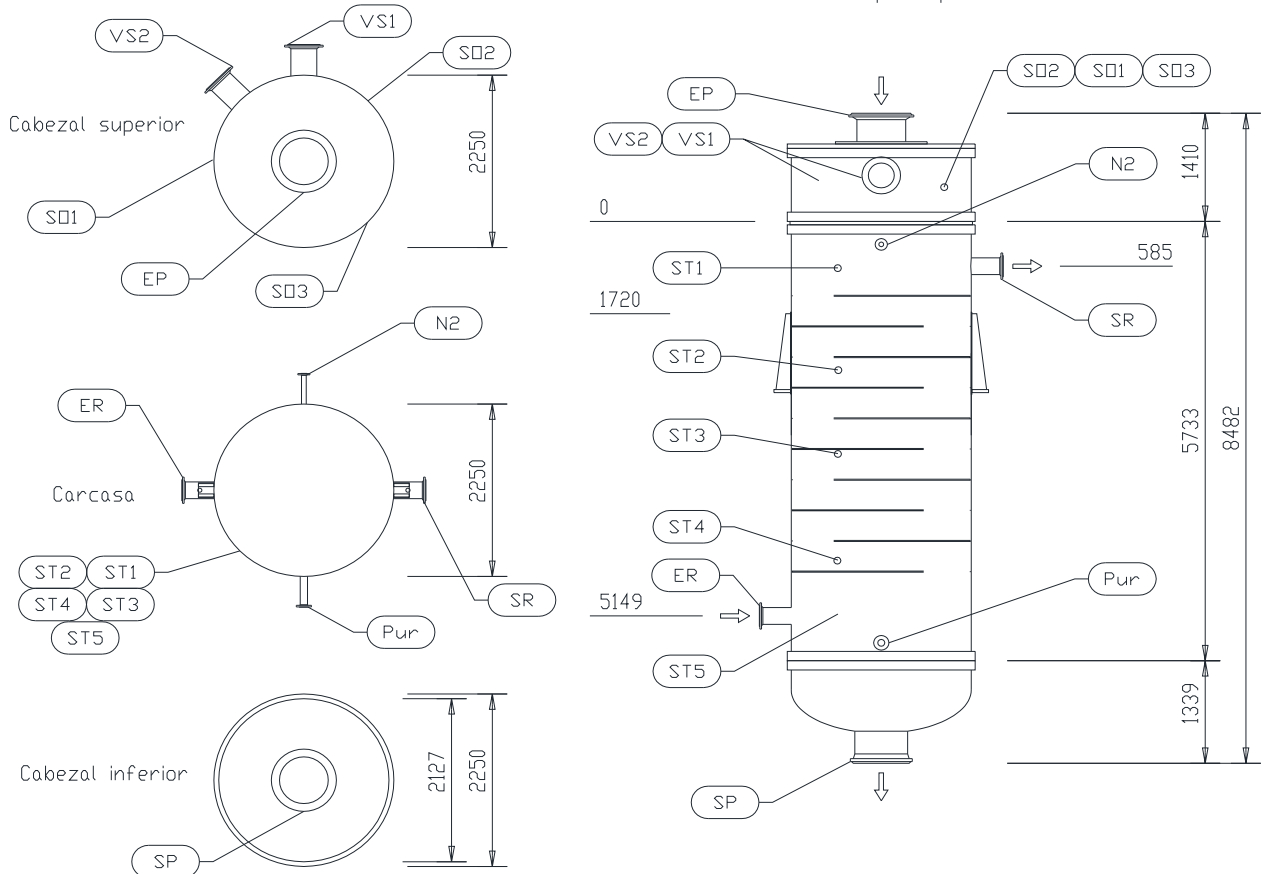
1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8  
9  
10  
11  
12  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65  
66  
67  
68  
69  
70

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN		Nº	4	
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	1 de 5	
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado		FECHA	05/05/14	
4	PLANTA	Anhidrido ftálico			PREPARADO	A.Harguindey	
5	ÍTEM	R-102	Universitat Rovira i Virgili		REVISADO	A.Gonzalez	
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.			APROBADO	S.Faulo	
7				Nº UNIDADES	1		
8	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
9			<b>LADO ENVOLVENTE</b>		<b>LADO TUBOS</b>		
10	PRODUCTO		Sales fundidas		Fluido de proceso		
11	CAUDAL TOTAL	kg/h	237,600		64,620		
12			<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
13	VAPOR	kg/h	0	0	64,620	64,620	
14	LÍQUIDO	kg/h	237,600	237,600	0	0	
15	INCONDENSABLES	kg/h	NO APLICA		NO APLICA		
16	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0		0		
17	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0		0		
18	CALENTAMIENTO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1,930	1,880	2.00	2.07
19		VISCOSIDAD	mPa·s	5.90	3.60	0.03	0.03
20		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.33	0.34	0.30	0.30
21		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.49	0.55	0.05	0.05
22		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.07	0.05	NO APLICA	NO APLICA
23	REFRIGERACIÓN	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1,880	1,840	2.07	2.15
24		VISCOSIDAD	mPa·s	3.60	2.40	0.03	0.03
25		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.34	0.34	0.30	0.30
26		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.53	0.55	0.05	0.05
27		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.05	0.03	NO APLICA	NO APLICA
28	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	3.00		3.0		
29	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	260	396	324	337	
30	VELOCIDAD MEDIA	m/s	0.07		4.0		
31	PÉRDIDA DE CARGA.	Bar	0.2/0.2		0.2/0.2		
32	INTERCAMBIO DE CALOR	kW	13,705				
33	PUNTOS IMPOTANTES						
34	CRUCE TEMPERATURAS	m*	0.7		0.7		
35	MAXIMA TEMPERATURA	m*	0.7		2.0		
36			* Metros desde el haz tubular superior.				
37	<b>ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES</b>			<b>CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA</b>			
38		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9		
39	ENVOLVENTE	SS 316		TIPO	AET		
40	CABEZALES ENVOLVENTE	SS 316		AREA	1050 m <sup>2</sup>		
41	CABEZALES TUBOS	SS 316		Nº DE PASOS	Tubos	1   Envolver 1	
42	TAPA DEL CABEZAL	SS 316		TUBOS	1,500		
43	BRIDAS ENVOLVENTE	SS 316		Nº / PITCH	Triangular 50mm		
44	BRIDAS CABEZAL TUBOS	SS 316		ENVOLVENTE	Diámetro 2250 mm	Espesor 10 mm	
45	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	SS 316		TUBOS	Diámetro 38.1 mm	Espesor 2.1 mm	
46	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	SS 316		DEFLECTORES	Tipo Single segmental		
47	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	SS 316			Número 10	Corte 25 %	
48	TUBULADURAS CABEZALES	SS 316		ENVOLVENTE	TUBOS		
49	TUBOS	SS 316		PRES. DISEÑO	3 Barg	3 Barg	
50	PLACA TUBULAR	SS 316		TEMP. DISEÑO	400 °C	470 °C	
51	ALETAS	NO APLICA		PRES. PRUEBA	Barg	Barg	
52	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	SS 316		Hidráulica	4.5	4.5	
53	DISTANCIADORES	SS 316		Neumática	NO	NO	
54	TIRANTES	SS 316		ALIVIO TENS.	NO	NO	
55	SOPORTES/APOYOS	SS 316		RADIOGRAF.	Spot	Spot	
56	TORNILOS/TUERCAS	SS 316		ESP. CORROS.	3mm	3mm	
57	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	SS 316		EF. SOLDAD.	0.85-1	0.85-1	
58	JUNTAS ENVOLVENTE	SS 316					
59	JUNTAS CABEZAL	SS 316					
60	PLACA DE CHOQUE	NO					
61	<b>NOTAS</b>			AISLAMIENTO	SI		
62	El catalizador se degrada a más de 500°C, la T max es de 470°C			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
63	En cabeza tiene que haber un dispositivo para crear entre 0.1 y 0.2 barg de caída de presión. A espera de negociar con el fabricante se ha elgido una malla metálica tipo demister de 2230mm de diametro y 200mm de grosor			PINTURA	NO		
64	Los tubos van rellenos de pellets de catalizador de D 6 mm (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> /TiO <sub>2</sub> )			ACCESORIOS	SI		
65	En el cabezal inferior va bridada una malla metalica romaide de 10mm para sostener el catalizador. (30° y 6mm de espaciado)				Catalizador; 10,000kg en lado tubos		
66	Hay un cruce de temperatuas. Notese que no es un intercambiador.				Malla metalica en cabeza		
67					Soporte para catalizador en el fondo.		
68							
69							
70							

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	4
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	2 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-102	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DIAGRAMA GENERAL Y DE TUBULADURAS**

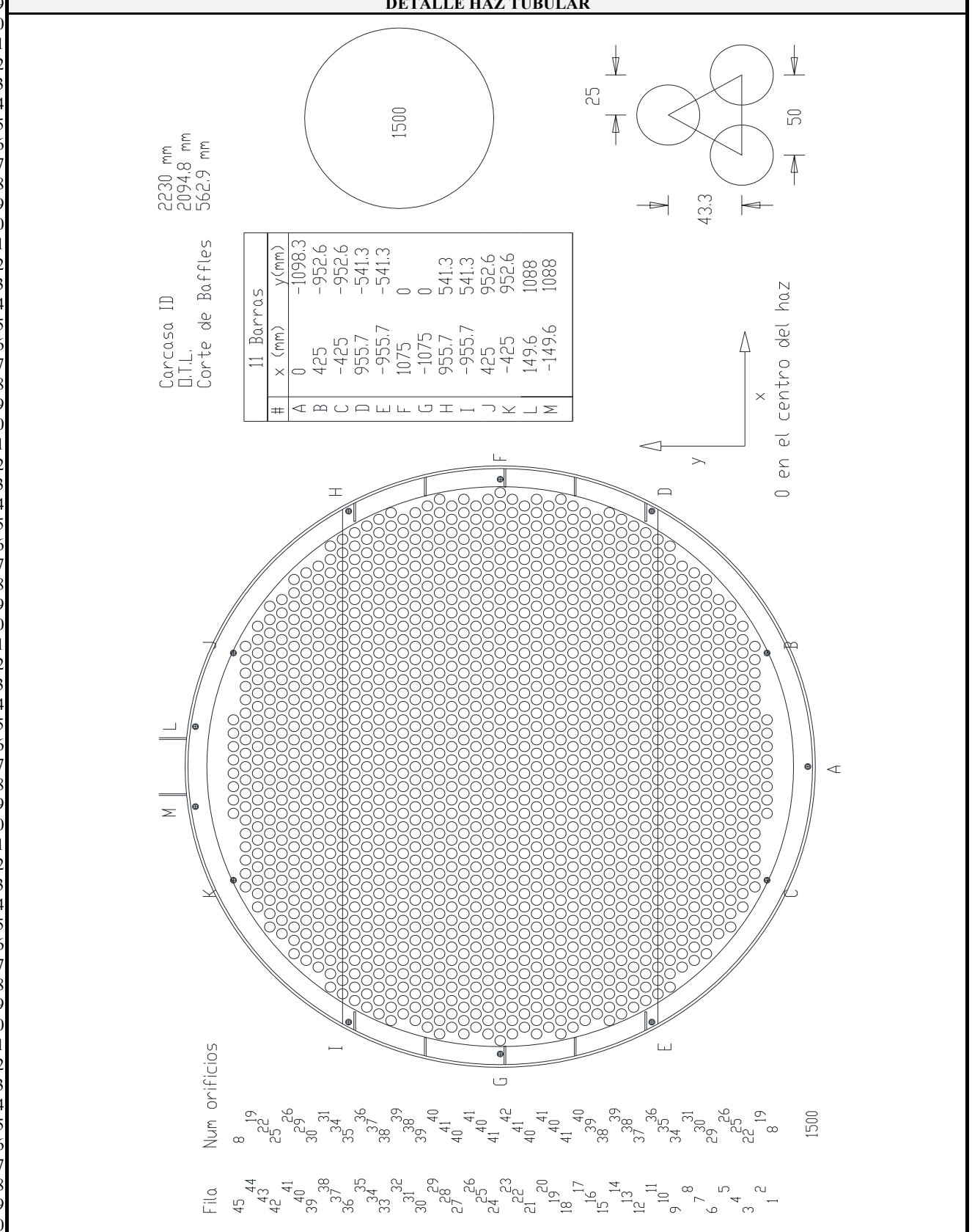
Todas las dimensiones en mm espacio para extraer tubos de: 6674



ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
EP	Entrada de proceso (gas)	24 in	150 # ANSI	
SP	Salida de proceso (gas)	24 in	150 # ANSI	
ER	Entrada de refrigerante (sales fundidas)	8 in	150 # ANSI	
SR	Salida de refrigerante (sales fundidas)	8 in	150 # ANSI	
VS1	Emplazamiento de Valvula de seguridad	12 in	150 # ANSI	
VS2	Emplazamiento de Valvula de seguridad	12 in	150 # ANSI	
N2	Entrada Nitrogeno (purga y limpieza)	2 in	150 # ANSI	
Pur	Purga de carcasa	3 in	150 # ANSI	
ST1	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in		
ST2	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST3	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST4	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST5	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
SO1	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	
SO2	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	
SO3	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	

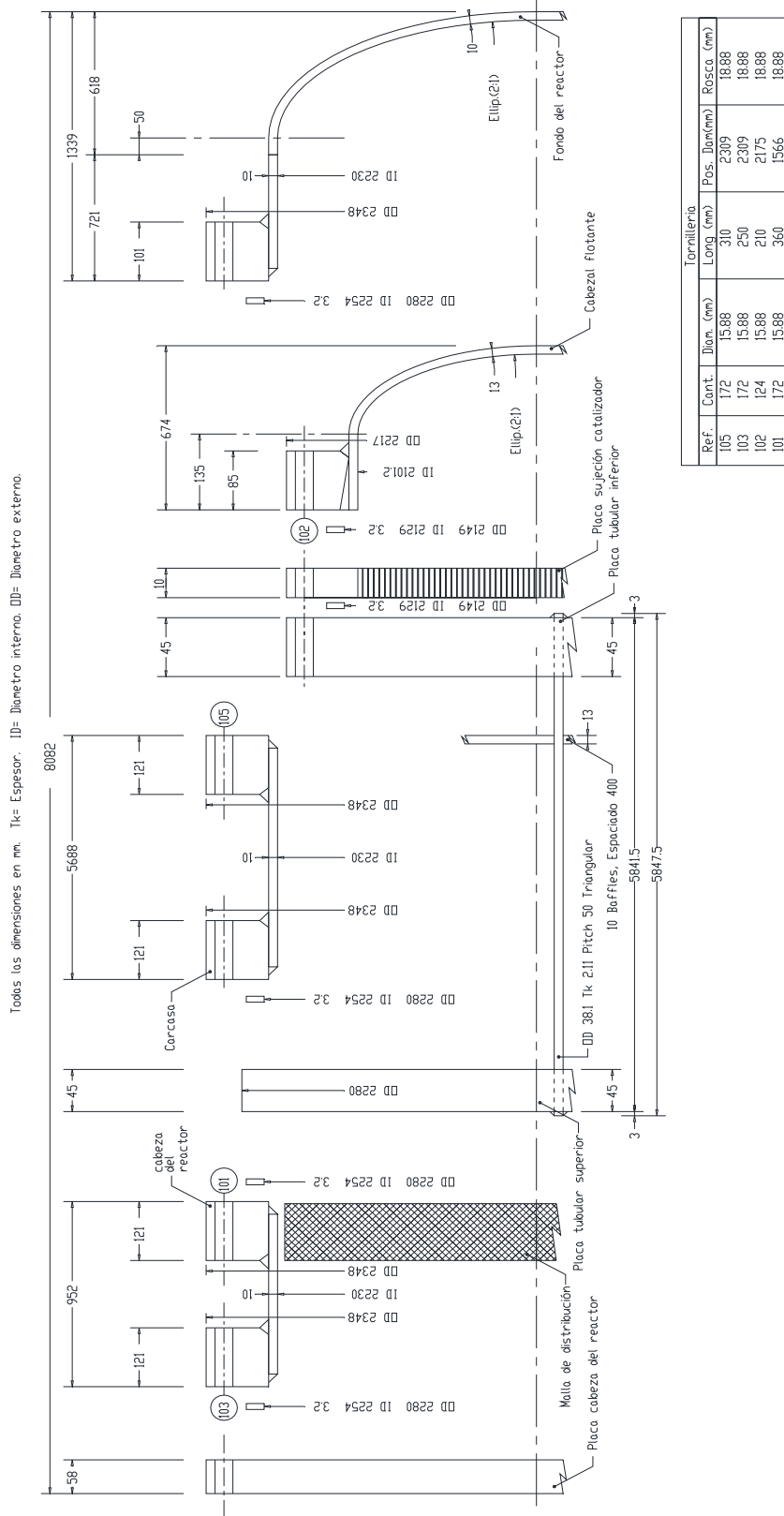
1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Reactor Multitubular refrigerado</b>	Nº	4
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 5
3	FÁBRICA			FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-102	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DETALLE HAZ TUBULAR**



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Reactor Multitubular refrigerado</b>  <b>Universitat Rovira i Virgili</b>	Nº	4
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	4 de 5
3	FÁBRICA			FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-102		REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

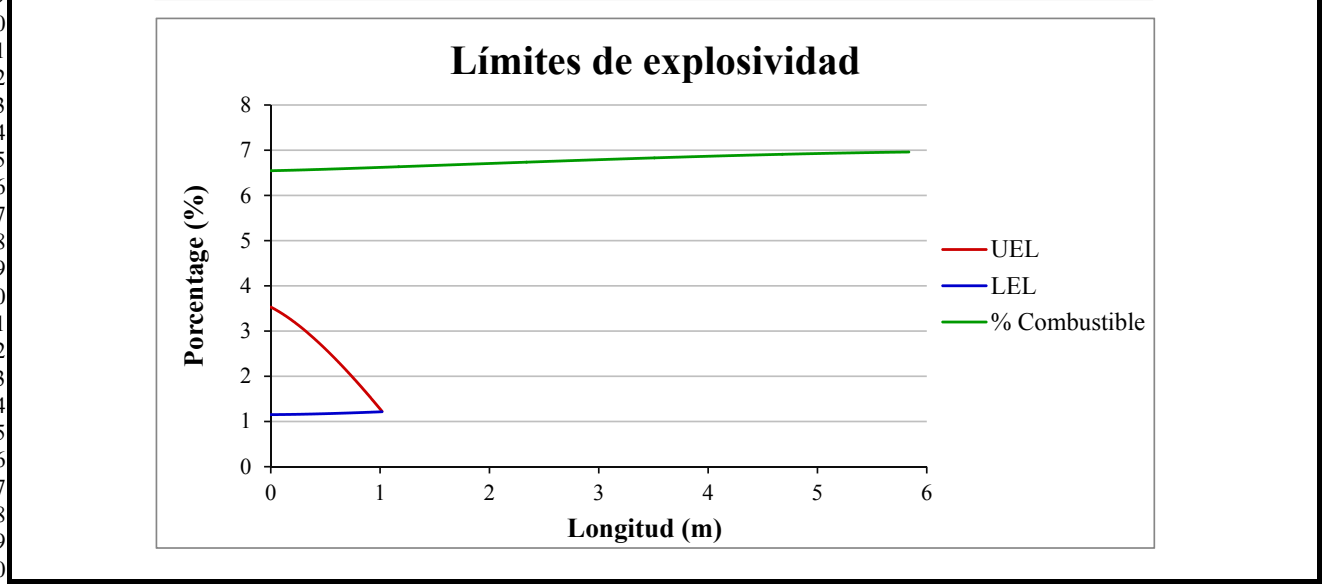
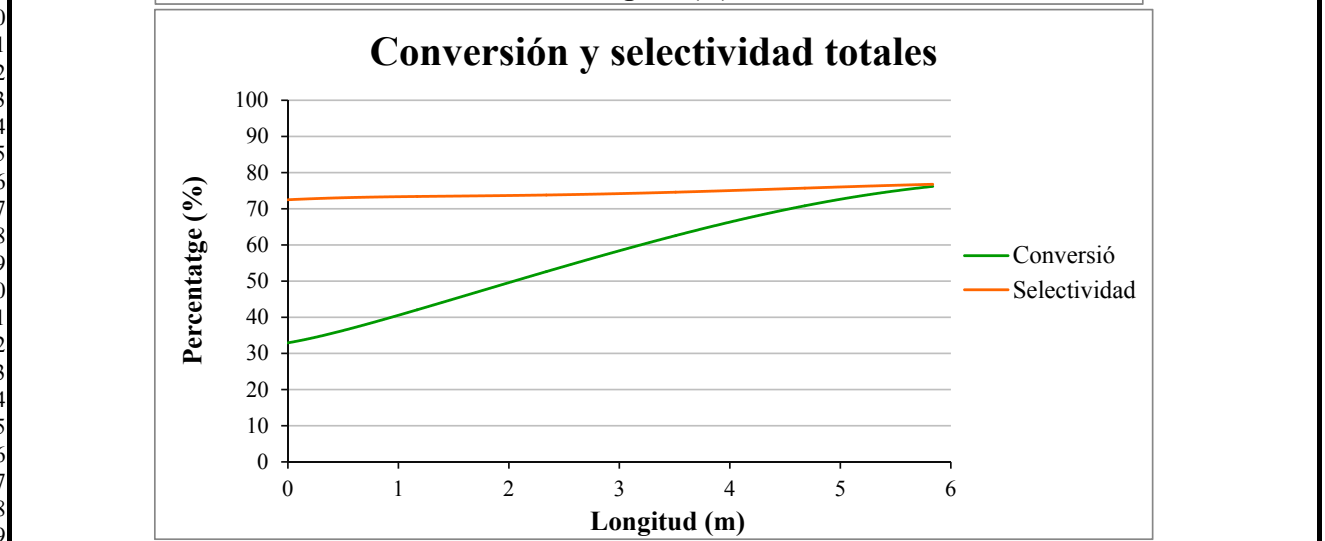
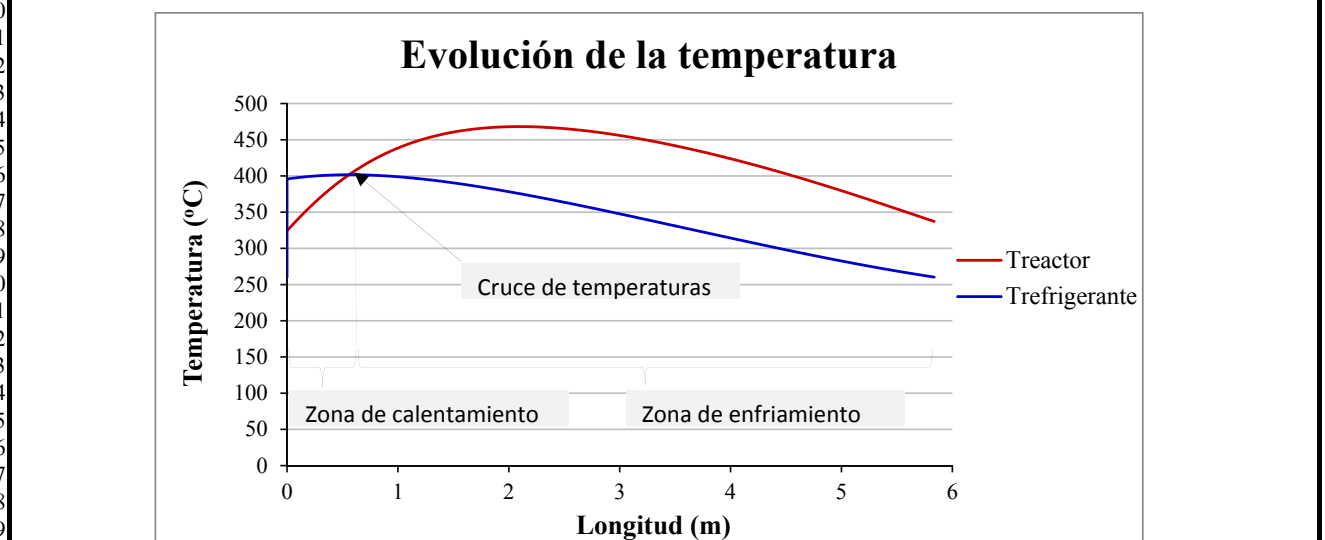
**DETALLE DE SECCIÓN Y TORNILLERÍA**



1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8  
9  
10  
11  
12  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65  
66  
67  
68  
69  
70

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	4
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	5 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-102	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

8 **CONDICIONES INTERNAS**

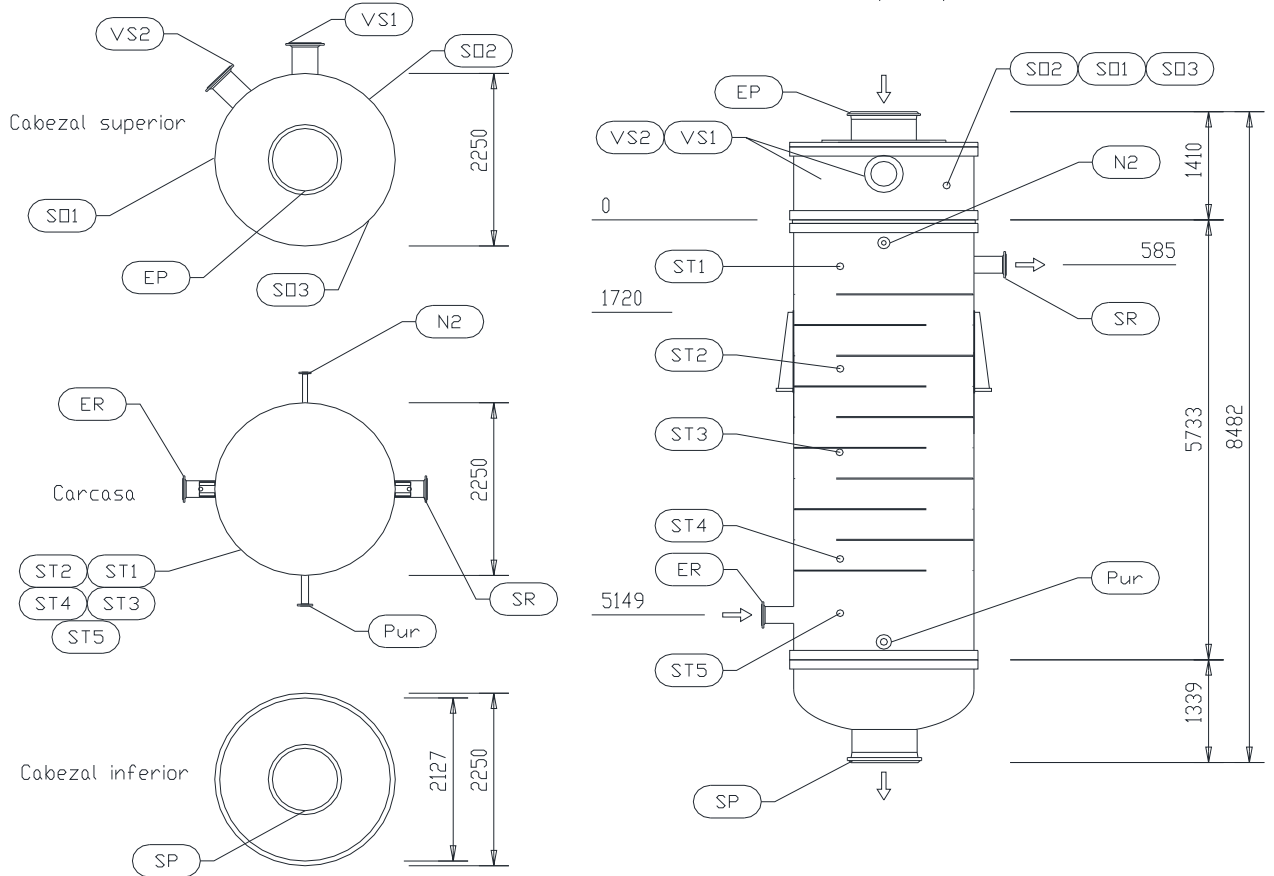


1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN		Nº	5	
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	1 de 5	
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado		FECHA	05/05/14	
4	PLANTA	Anhidrido ftálico			PREPARADO	A.Harguindey	
5	ÍTEM	R-103	Universitat Rovira i Virgili		REVISADO	A.Gonzalez	
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.			APROBADO	S.Faulo	
7					Nº UNIDADES	1	
8	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
9			<b>LADO ENVOLVENTE</b>		<b>LADO TUBOS</b>		
10	PRODUCTO		Sales fundidas		Fluido de proceso		
11	CAUDAL TOTAL	kg/h	140,400		79,457		
12			<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
13	VAPOR	kg/h	0	0	79,457	79,457	
14	LÍQUIDO	kg/h	140,400	140,400	0	0	
15	INCONDENSABLES	kg/h	NO APLICA		NO APLICA		
16	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0		0		
17	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0		0		
18	CALENTAMIENTO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1,930	1,880	2.00	2.10
19		VISCOSIDAD	mPa·s	5.90	3.60	0.03	0.03
20		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.33	0.34	0.30	0.30
21		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.49	0.55	0.05	0.05
22		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.07	0.05	NO APLICA	NO APLICA
23	REFRIGERACIÓN	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1,880	1,840	2.10	2.15
24		VISCOSIDAD	mPa·s	3.60	2.40	0.03	0.03
25		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.34	0.34	0.30	0.30
26		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.53	0.55	0.05	0.05
27		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.05	0.03	NO APLICA	NO APLICA
28	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	3.00		3.04		
29	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	260	400	317	300	
30	VELOCIDAD MEDIA	m/s	0.1		5.5		
31	PÉRDIDA DE CARGA.	Bar	0.2/0.2		0.2/0.2		
32	INTERCAMBIO DE CALOR	kW	8,379				
33	PUNTOS IMPOTANTES						
34	CRUCE TEMPERATURAS	m*	1.1		1.1		
35	MAXIMA TEMPERATURA	m*	1.1		2.3		
36	* Metros desde el haz tubular superior.						
37	<b>ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES</b>			<b>CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA</b>			
38		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9		
39	ENVOLVENTE	SS 316		TIPO	AET		
40	CABEZALES ENVOLVENTE	SS 316		AREA	1050 m <sup>2</sup>		
41	CABEZALES TUBOS	SS 316		Nº DE PASOS	Tubos	1   Envolver 1	
42	TAPA DEL CABEZAL	SS 316		TUBOS	1,500		
43	BRIDAS ENVOLVENTE	SS 316		Nº / PITCH	Triangular 50mm		
44	BRIDAS CABEZAL TUBOS	SS 316		ENVOLVENTE	Diámetro 2250 mm	Espesor 10 mm	
45	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	SS 316		TUBOS	Diámetro 38.1 mm	Espesor 2.1 mm	
46	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	SS 316		DEFLECTORES	Tipo Single segmental		
47	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	SS 316			Número 10	Corte 25 %	
48	TUBULADURAS CABEZALES	SS 316		ENVOLVENTE	TUBOS		
49	TUBOS	SS 316		PRES. DISEÑO	3 Barg	3 Barg	
50	PLACA TUBULAR	SS 316		TEMP. DISEÑO	400 °C	470 °C	
51	ALETAS	NO APLICA		PRES. PRUEBA	Barg	Barg	
52	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	SS 316		Hidráulica	4.5	4.5	
53	DISTANCIADORES	SS 316		Neumática	NO	NO	
54	TIRANTES	SS 316		ALIVIO TENS.	NO	NO	
55	SOPORTES/APOYOS	SS 316		RADIOGRAF.	Spot	Spot	
56	TORNILOS/TUERCAS	SS 316		ESP. CORROS.	3mm	3mm	
57	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	SS 316		EF. SOLDAD.	0.85-1	0.85-1	
58	JUNTAS ENVOLVENTE	SS 316					
59	JUNTAS CABEZAL	SS 316					
60	PLACA DE CHOQUE	NO					
61	<b>NOTAS</b>			AISLAMIENTO	SI		
62	El catalizador se degrada a más de 500°C, la T max es de 470°C			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
63	En cabeza tiene que haber un dispositivo para crear entre 0.1 y 0.2 barg de caída de presión. A espera de negociar con el fabricante se ha elgido una malla metálica tipo demister de 2230mm de diametro y 200mm de grosor			PINTURA	NO		
64	Los tubos van rellenos de pellets de catalizador de D 6 mm (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> /TiO <sub>2</sub> )			ACCESORIOS	SI		
65	En el cabezal inferior va bridada una malla metalica romaide de 10mm para sostener el catalizador. (30° y 6mm de espaciado)				Catalizador; 10000kg en lado tubos		
66	Hay un cruce de temperatuas. Notese que no es un intercambiador.				Malla metalica en cabeza		
67					Soporte para catalizador en el fondo.		
68							
69							
70							

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	5
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	2 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-103	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DIAGRAMA GENERAL Y DE TUBULADURAS**

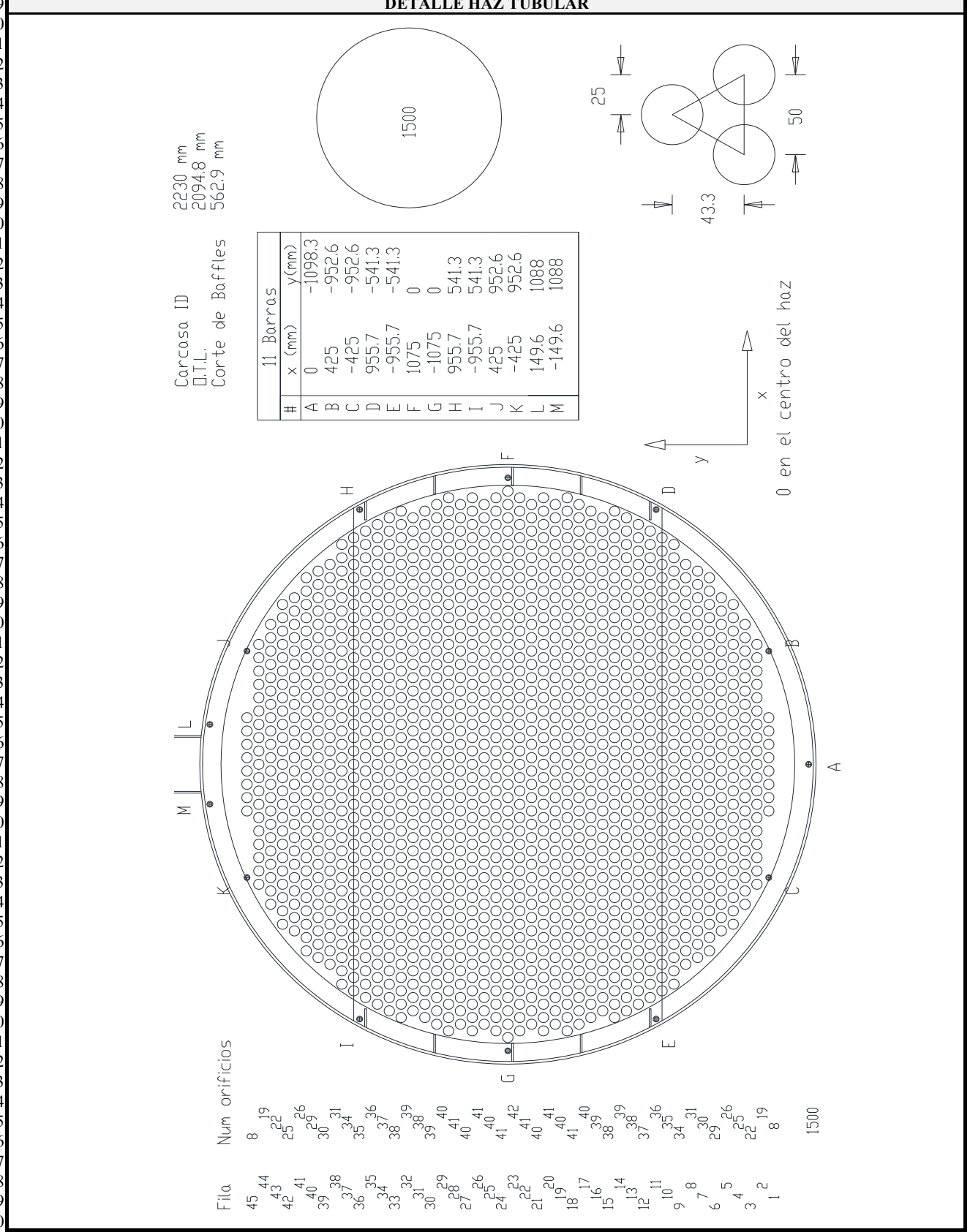
Todas las dimensiones en mm espacio para extraer tubos de: 6674



ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
EP	Entrada de proceso (gas)	32 in	150 # ANSI	
SP	Salida de proceso (gas)	32 in	150 # ANSI	
ER	Entrada de refrigerante (sales fundidas)	8 in	150 # ANSI	
SR	Salida de refrigerante (sales fundidas)	8 in	150 # ANSI	
VS1	Emplazamiento de Valvula de seguridad	12 in	150 # ANSI	
VS2	Emplazamiento de Valvula de seguridad	12 in	150 # ANSI	
N2	Entrada Nitrogeno (purga y limpieza)	2 in	150 # ANSI	
Pur	Purga de carcasa	3 in	150 # ANSI	
ST1	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST2	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST3	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST4	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
ST5	Tubuladura para sensor de temperatura	2 in	-	
SO1	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	
SO2	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	
SO3	Tubuladura para sensor de oxigeno	2 in	-	

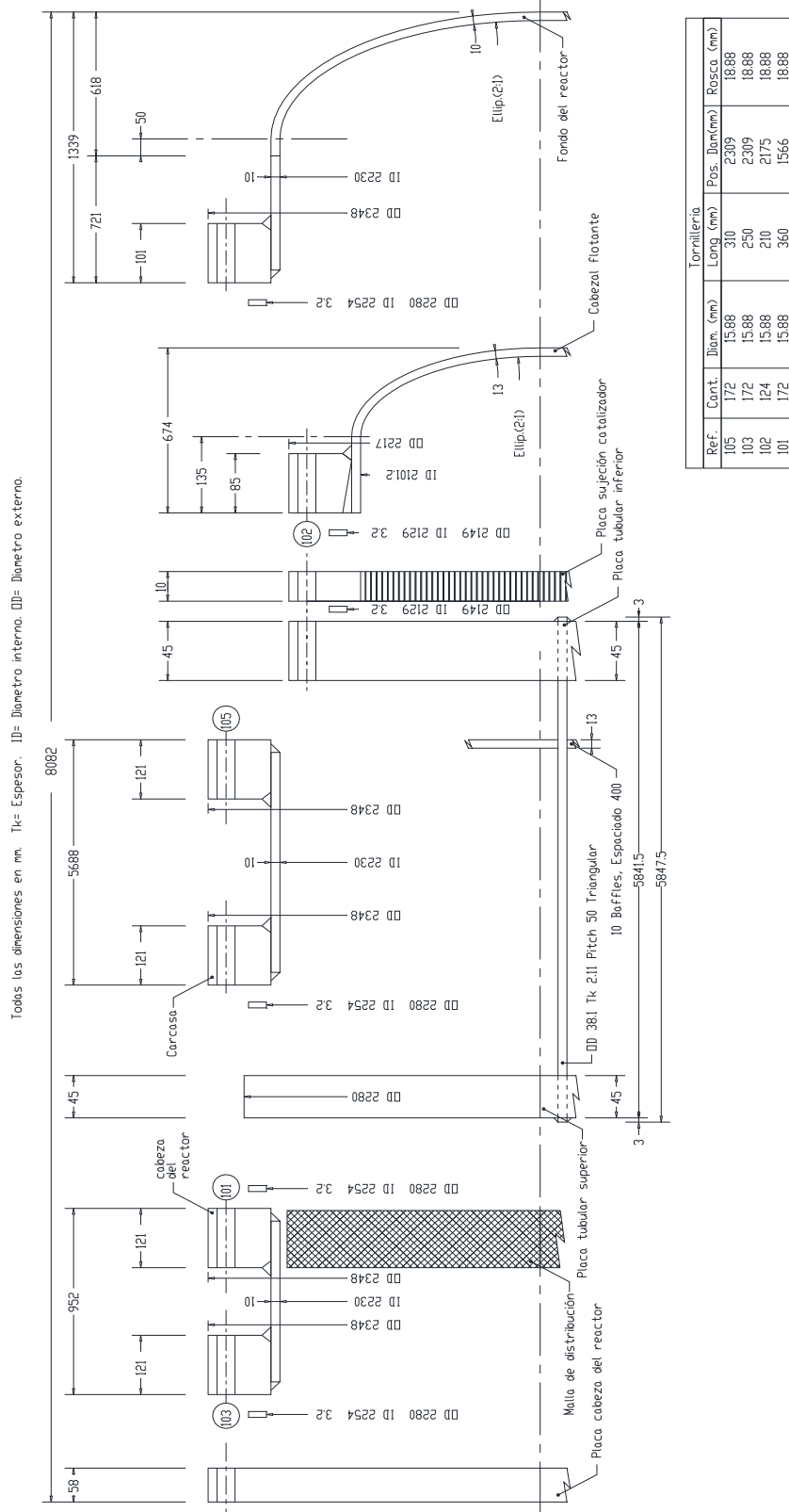
1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Reactor Multitubular refrigerado</b>	Nº	5
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 5
3	FÁBRICA			FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-103	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

**DETALLE HAZ TUBULAR**



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>	Nº	5
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	4 de 5
3	FÁBRICA			FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-103	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1
8					

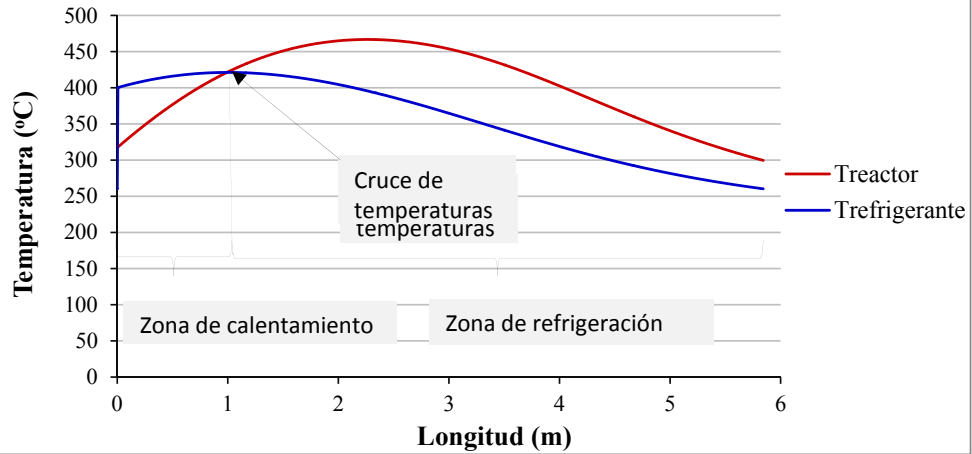
**DETALLE DE SECCIÓN Y TORNILLERÍA**



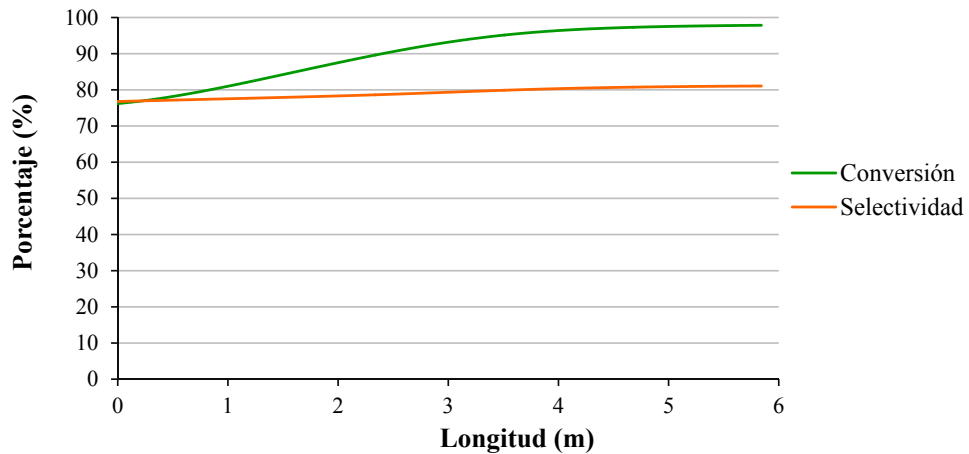
1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN	Nº	5
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	5 de 5
3	FÁBRICA		Reactor Multitubular refrigerado	FECHA	05/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	R-103	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Reactor multitubular refrigerado. Oxidación parcial de orto xileno para producir anhidrido ftálico.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	1

CONDICIONES INTERNAS

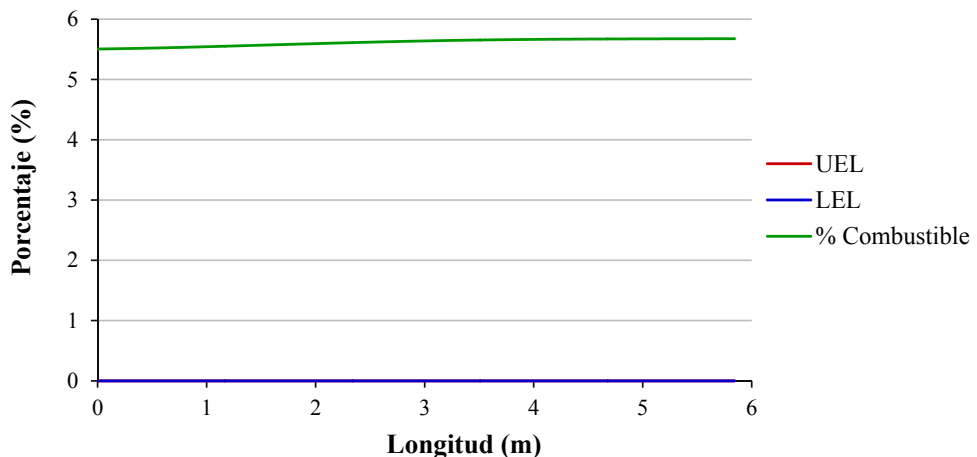
### Evolución de la temperatura



### Conversión y selectividad totales



### Limites de explosividad

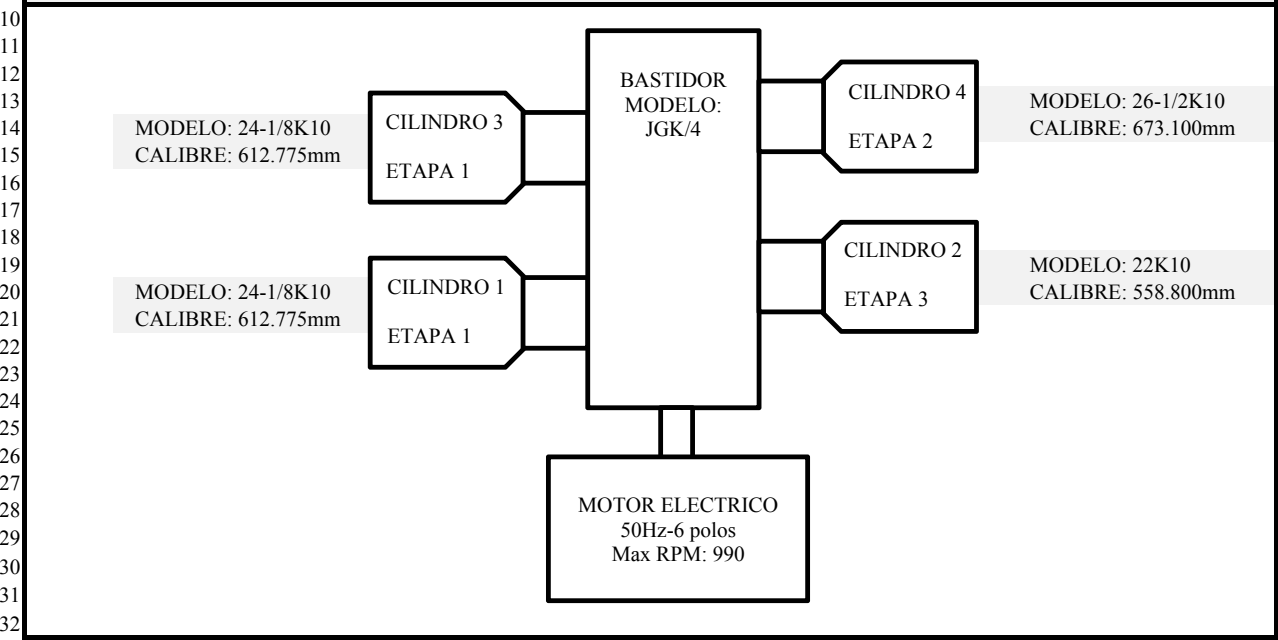


\*NOTA: No se representan los límites de explosividad porque en ningún punto este equipo opera por encima del MOC en condiciones normales. Por lo tanto no hay peligro de llama.

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACION			Nº	6		
2	EMPRESA	URV	Compressor			HOJA Nº	1 de 2		
3	FÁBRICA					FECHA	12/05/2014		
4	PLANTA	Anhidrido ftálico	Universitat Rovira i Virgili			PREPARADO	A.Harguindey		
5	ÍTEM	C-101A/B/C/D/E				REVISADO	A.Gonzalez		
6			APROBADO	S.Faulo					
7	SERVICIO	Compresión de aire para su uso en R-101, R-102, R-103.					Nº UNIDADES	5	
8	GENERAL	DESCRIPCIÓN							
9		Nº EN OPERACIÓN/RESERVA		4/1	5 En total				
10		TIPO		Compressor recíproco					
11		TIPO ACCIONAMIENTO		Motor eléctrico 50 Hz 990 RPM					
12	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN		ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3	
13		Componente 1	AIRE	min/max %	0 /4.16	0/4.16		0/4.16	
14		Componente 2	AGUA	min/max %	95.84/100	95.84/100		95.84/100	
15		Componente 3	-	min/max %	-	-		-	
16		PESO MOLECULAR			28.50	28.50		28.50	
17		DENSIDAD (DESCARGA)		kg/m3	1.64	2.19		3.05	
18		VISCOSIDAD DESCARGA		cP	0.0193	0.0195		0.0195	
19		RELACION CP/CV			1.08	1.08		1.08	
20		FACTOR DE COMPESIBILIDAD			0.99	0.99		0.99	
21	OPERACIÓN	Condiciones aspiración							
22		CAUDAL NOMINAL		Nm <sup>3</sup> /h	14,489	14,489		14,489	
23				kg/h	18,735	18,735		18,735	
24		PRESIÓN ASPIRACIÓN		barg	-0.01	0.52		1.11	
25		TEMPERATURA ASPIRACIÓN		°C	30.00	45.00		45.00	
26		Condiciones descarga							
27		PRESIÓN DESCARGA		barg	0.67	1.26		2.15	
28		PRESIÓN DIFERENCIAL		barg	0.68	0.74		1.04	
29		RENDIMIENTO		%	0.81				
30	POTENCIA (ESTIMADA)		kW	1,028					
31	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS		API-618					
32				API-11P					
33		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	°C	150				
34			PRESIÓN	barg	5.00				
35		MAWP	DENSIDAD	kg/m3	2.50	*El equipo dispone de un sistema mecánico que impide llegar a esa presión durante la operación.			
36				barg	19.7*				
37	TIPO DE CIERRE		STD	(Nomenclatura interna de Ariel Compressors)					
38	SISTEMA LUBRIFICACION		Lubricante sintético - Diester/Polyolester (ISO 100)- con sistema de distribución por bloques (centralizado en el equipo).						
39	MATERIALES	DESCRIPCIÓN		COMENTARIOS * Todo proporcionado por Ariel Compressors					
40		BASTIDOR							
41		CAJA DEL CIGUEÑAL		Hierro gris	ASTM A48 Clase 30				
42		GUIA DE LA CRUCETA		Hierro gris	ASTM A48 Clase 30				
43		BARA DE CONEXIÓN		Acero forjado	ASTM A668 Clase DH/AISI 1045				
44		RODAMIENTO PRINCIPAL		Tri-metal	Estándar, proporcionado por ariel				
45		RODAMIENTO ACELE.		Bronce	SAE 64				
46		RODAMIENTO BIELA		Tri-metal	Estándar, proporcionado por ariel				
47		CRUCETA		Hierro dúctil	ASTM A536 Grado 65-45-14				
48		EJE DE CRUCETA		Acero de aleación	AISI8620				
49		CRUCETA		Hierro dúctil	ASTM A536 Grado 65-45-16				
50		CILINDROS							
51		CUERPOS		Hierro dúctil	ASTM A395 Grado 60-40-18				
52		PISTONES		Hierro dúctil	ASTM A536 Grado 80-55-06				
53		BIELAS		Acero de aleación	AISI 4100				
54	ANILLOS DE PISTONES		GMFTFE	Glass Moly Filled Teflon					
55	BANDAS DE PISTÓN		GMFTFE	Glass Moly Filled Teflon					
56	CUBIERTA DE BIELA		Hierro gris	ASTM A278 Clase 30					
57	ANILLOS DE BIELA		CFTFE	Teflón con carga de carbono					
58	<b>NOTAS</b>								
59	Cada compresor dispone de un filtro de aire en la aspiración de la primera etapa. Para su adquisición se seguirán las recomendaciones del fabricante.								
60	Todos los cilindros van conectados a una sola línea estándar de aspiración y de impulsión mediante un adaptador.								
61									
62									
63									
64									
65									
66									
67									
68									
69									
70									

1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACION	Nº	6
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	2 de 2
3	FÁBRICA		Compresor	FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	C-101A/B/C/D/E	Universitat Rovira i Virgili	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Compresión de aire para su uso en R-101, R-102, R-103.			
7				APROBADO	S.Faulo
8				Nº UNIDADES	5

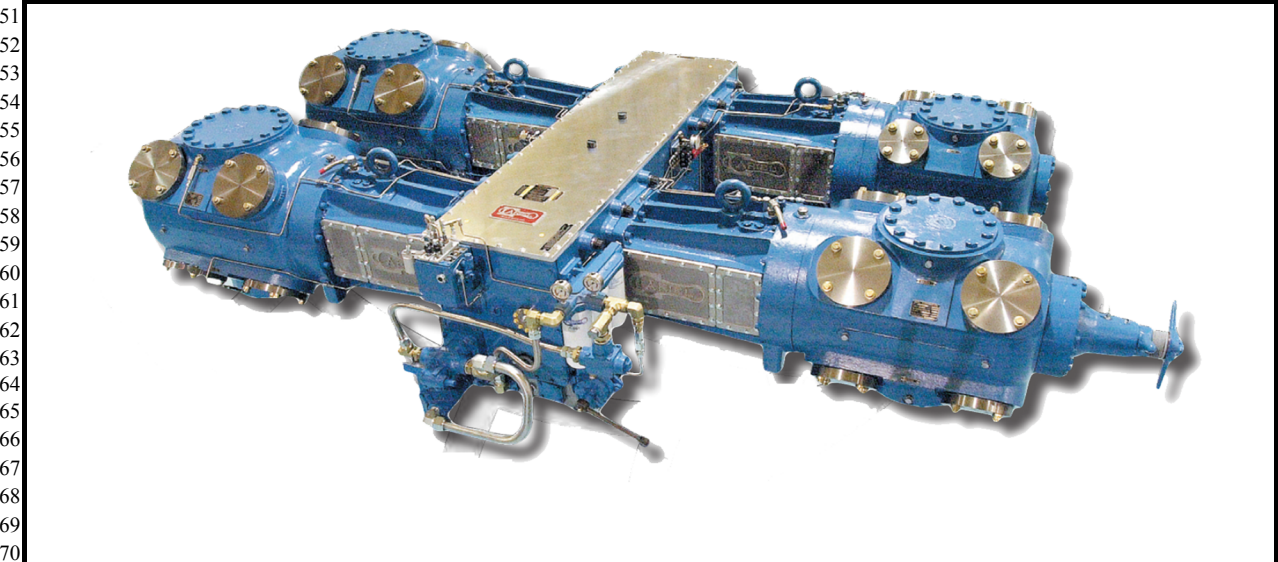
9 **DIAGRAMA GENERAL**



33 **ESPECIFICACIÓN DE LOS CILINDROS**

CILINDRO	NUMERO 1		NUMERO 2		NOTAS
MODELO	24-1/8K10		22K10		1 y 3 son iguales
CALIBRE mm	612.78		558.80		
	CARGA	DESCARGA	CARGA	DESCARGA	
NUM DE VALVULAS	4	4	3	3	Valvulas de platos
DN VALVULAS mm	194	194	205	205	
AREA cm <sup>2</sup>	85.78	86.78	97.57	97.57	
MUELLE VALVULAS	SS 17-7PH	SS 17-7PH	SS 17-7PH	SS 17-7PH	
CILINDRO	NUMERO 3		NUMERO 4		NOTAS
MODELO	24-1/8K10		26-1/2K10		
CALIBRE mm	612.78		673.10		
	CARGA	DESCARGA	CARGA	DESCARGA	
NUM DE VALVULAS	4	4	4	4	Valvulas de platos
DN VALVULAS mm	194	194	205	205	
AREA cm <sup>2</sup>	85.78	86.78	97.67	67.67	
MUELLE VALVULAS	SS 17-7PH	SS 17-7PH	SS 17-7PH	SS 17-7PH	

50 **IMAGEN DE UN COMPRESOR SIMILAR**



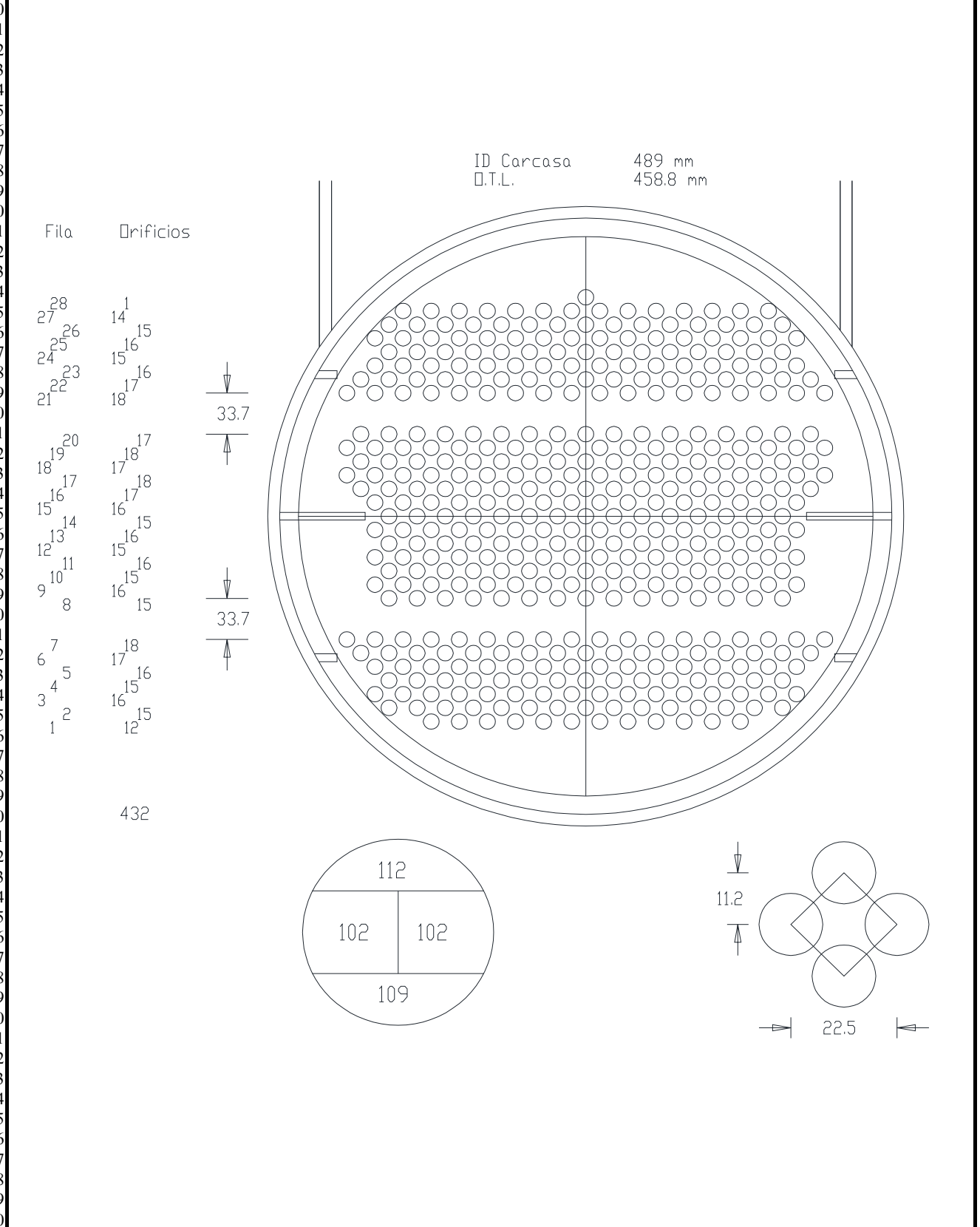
1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN			Nº	7
2	EMPRESA	URV				Cambiador Carcasa-Tubos	
3	FÁBRICA		Universitat Rovira i Virgili				
4	PLANTA	Anhidrido ftálico				HE-102A/B/C/D/E	
5	ÍTEM		Intercambiador tubo y carcasa aleateado para enfriar la primera etapa de compresión.				
6	SERVICIO					CONDICIONES DE OPERACIÓN (CADA EQUIPO)	
7			LADO ENVOLVENTE				
8						LADO TUBOS	
9	PRODUCTO		Aire comprimido				
10	CAUDAL TOTAL	kg/h	18,546			14,880	
11			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
12	VAPOR	kg/h	18,546	18,546	0	0	
13	LÍQUIDO	kg/h	0	0	14,880	14,880	
14	INCONDENSABLES	kg/h	0	0	0	0	
15	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0	0	0	0	
16	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0	0	0	0	
17	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	NO APLICA	NO APLICA	996	93
18		VISCOSIDAD	mPa·s	NO APLICA	NO APLICA	0.72	0.60
19		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	NO APLICA	NO APLICA	1.00	1.00
20		COND.TÉRMICA	W/m·K	NO APLICA	NO APLICA	0.61	0.63
21		TENS. SUPERFICIAL	N/m	NO APLICA	NO APLICA	0.071	0.066
22	VAPOR	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1.57	1.66	NO APLICA	NO APLICA
23		VISCOSIDAD	mPa·s	0.021	0.019	NO APLICA	NO APLICA
24		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.25	0.25	NO APLICA	NO APLICA
25		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.030	0.027	NO APLICA	NO APLICA
26	CALOR LATENTE	kcal/kg	0	0	0	0	
27	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	1.61	1.54	3.00	2.80	
28	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	78	45	35	45	
29	VELOCIDAD	m/s	24.92		0.77		
30	PÉRDIDA DE CARGA. Adm/calc	Bar	0.15	0.07	0.40	0.19	
31	CALOR	SENSIBLE	kW			173	
32		LATENTE	kW			0	
33		TOTAL	kW			173	
34	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m <sup>2</sup> .h°.C)/kcal	0.0004		0.0002		
35	SOBREDISEÑO U calculada / U diseño					1.10	
36	ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES			CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA			
37		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9		
38	ENVOLVENTE	CS (SA-516)		TIPO	BEM		
39	CABEZALES ENVOLVENTE	CS (SA-516)		AREA	129.4 m <sup>2</sup>		
40	CABEZALES TUBOS	CS (SA-516)		Nº DE PASOS	Tubos	4	Envolven <sup>1</sup>
41	TAPA DEL CABEZAL	CS (SA-516)		TUBOS	432		
42	BRIDAS ENVOLVENTE	CS		Nº / PITCH	Cuadrado 15.9mm		
43	BRIDAS CABEZAL TUBOS	CS		ENVOLVENTE	Diámetro	508mm	Espesor
44	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	CS		TUBOS	Diámetro	12.7mm	Espesor
45	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	CS		DEFLECTORES	Tipo	De barras	
46	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	CS (SA-516)		ENVOLVENTE	Número	9	Corte
47	TUBULADURAS CABEZALES	CS (SA-516)		TUBOS	N/A		
48	TUBOS	CS (SA-214)		ENVOLVENTE	TUBOS		
49	PLACA TUBULAR	CS (SA-516)		PRES. DISEÑO	3.4	Barg	3.4
50	ALETAS	CS (SA-214)		TEMP. DISEÑO	116	°C	116
51	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	CS (SA-285)		PRES. PRUEBA	Barg		
52	DISTANCIADORES			Hidráulica	4.5		
53	TIRANTES			Neumática	NO		
54	SOPORTES/APOYOS	CS (SA-516)		ALIVIO TENS.	NO		
55	TORNILOS/TUERCAS	CS		RADIOGRAF.	Spot		
56	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	CS		ESP. CORROS.	3.2mm		
57	JUNTAS ENVOLVENTE			EF. SOLDAD.	0.85-1		
58	JUNTAS CABEZAL						
59	JUNTA DE EXPANSIÓN						
60	NOTAS			AISLAMIENTO	SI		
61	Para mayor intercambio se usan tubos aleateados tipo lowfin, modelo K-1915.09080 del fabricante Wieland.			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
62	Hay 5 unidades, cada una asociada a un compresor, de forma que una es de repuesto.			PINTURA	SI		
63	Las entradas por carcasa son muy grandes en relación al cuerpo, de forma que se han diseñado siguiendo el Apendice 1-10 del código ASME.			ACCESORIOS	NO		
64							
65							
66							
67							
68							
69							
70							



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	Nº	7
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	15/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	HE-102A/B/C/D/E	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Intercambiador tubo y carcasa aleateado para enfriar la primera etapa de compresión.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	5

8 **SERVICIO** Intercambiador tubo y carcasa aleateado para enfriar la primera etapa de compresión.

9 **DETALLE HAZ TUBULAR**





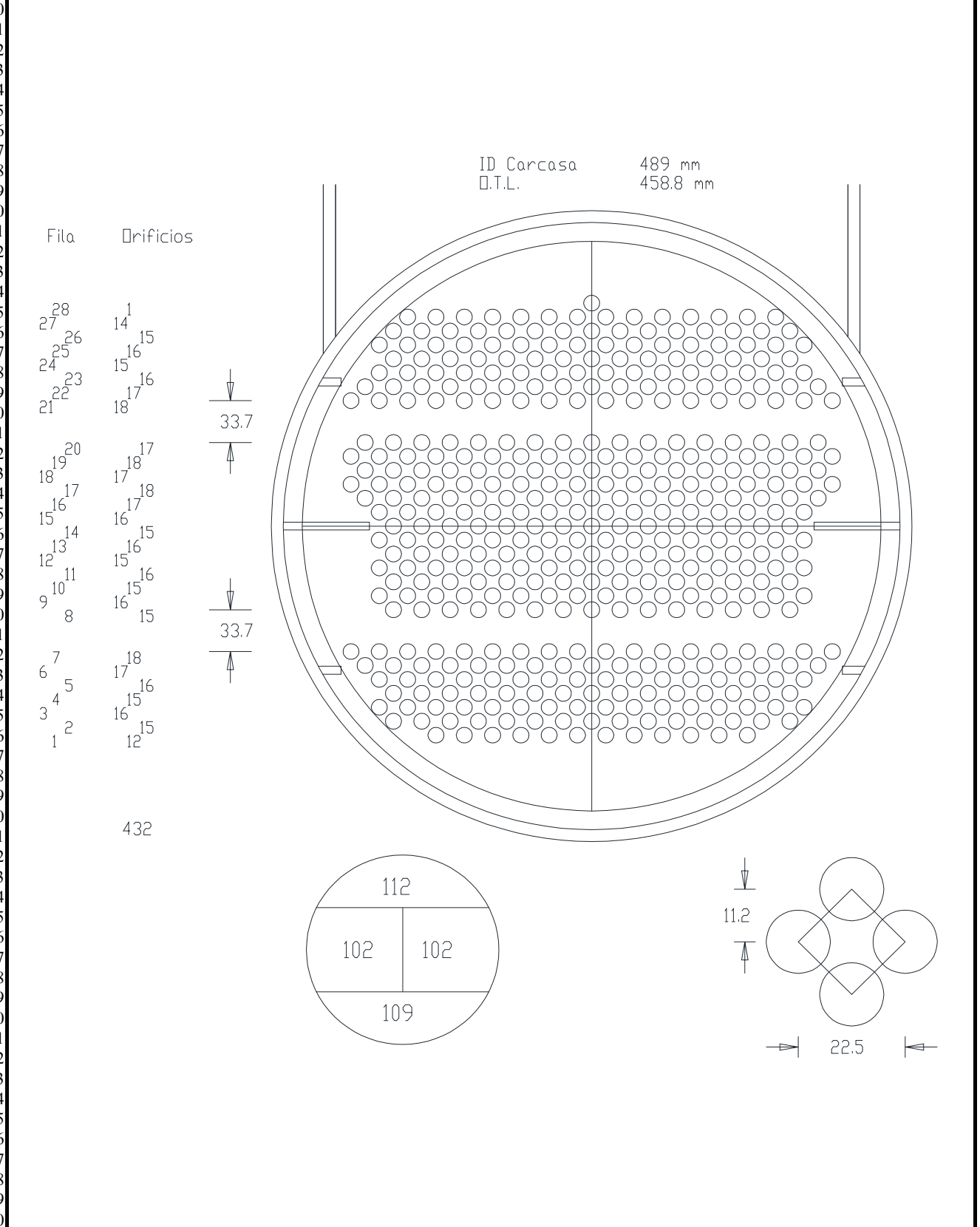
1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN			Nº	8
2	EMPRESA	URV				Cambiador Carcasa-Tubos	
3	FÁBRICA		Universitat Rovira i Virgili				
4	PLANTA	Anhidrido ftálico				HE-103A/B/C/D/E	
5	ÍTEM		Intercambiador tubo y carcasa aleateado para enfriar la segunda etapa de compresión.				
6	SERVICIO					CONDICIONES DE OPERACIÓN (CADA EQUIPO)	
7			LADO ENVOLVENTE				
8						LADO TUBOS	
9	PRODUCTO		Aire comprimido				
10	CAUDAL TOTAL	kg/h	18,547			16,748	
11			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
12	VAPOR	kg/h	18,547	18,547	0	0	
13	LÍQUIDO	kg/h	0	0	16,748	16,748	
14	INCONDENSABLES	kg/h	0	0	0	0	
15	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0	0	0	0	
16	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0	0	0	0	
17	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	NO APLICA	NO APLICA	996	993
18		VISCOSIDAD	mPa·s	NO APLICA	NO APLICA	0.72	0.47
19		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	NO APLICA	NO APLICA	1.00	1.00
20		COND.TÉRMICA	W/m·K	NO APLICA	NO APLICA	0.61	0.63
21		TENS. SUPERFICIAL	N/m	NO APLICA	NO APLICA	0.061	0.066
22	VAPOR	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	1.23	1.28	NO APLICA	NO APLICA
23		VISCOSIDAD	mPa·s	0.020	0.019	NO APLICA	NO APLICA
24		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.24	0.24	NO APLICA	NO APLICA
25		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.031	0.027	NO APLICA	NO APLICA
26	CALOR LATENTE	kcal/kg	0	0	0	0	
27	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	2.26	2.17	3.00	2.76	
28	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	83	45	35	45	
29	VELOCIDAD	m/s	26.25		0.04		
30	PÉRDIDA DE CARGA. Adm/calc	Bar	0.15	0.09	0.50	0.23	
31	CALOR	SENSIBLE	kW			195	
32		LATENTE	kW			0	
33		TOTAL	kW			195	
34	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m <sup>2</sup> .h <sup>0</sup> .C)/kcal	0.0002		0.0001		
35	SOBREDISEÑO U calculada / U diseño					1.04	
36	ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES			CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA			
37		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9		
38	ENVOLVENTE	CS (SA-516)		TIPO	BEM		
39	CABEZALES ENVOLVENTE	CS (SA-516)		AREA	129.4 m <sup>2</sup>		
40	CABEZALES TUBOS	CS (SA-516)		Nº DE PASOS	Tubos	1	Envolven <sup>1</sup> 1
41	TAPA DEL CABEZAL	CS (SA-516)		TUBOS	432		
42	BRIDAS ENVOLVENTE	CS		Nº / PITCH	Cuadrado 15.9mm		
43	BRIDAS CABEZAL TUBOS	CS		ENVOLVENTE	Diámetro	610mm	Espesor 10 mm
44	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	CS		TUBOS	Diámetro	12.7mm	Espesor 1.2mm
45	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	CS		DEFLECTORES	Tipo	De barras	
46	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	CS (SA-516)			Número	9	Corte N/A
47	TUBULADURAS CABEZALES	CS (SA-516)		ENVOLVENTE	TUBOS		
48	TUBOS	CS (SA-214)		PRES. DISEÑO	3.4	Barg	3.4 Barg
49	PLACA TUBULAR	CS (SA-516)		TEMP. DISEÑO	121	°C	121 °C
50	ALETAS	CS (SA-214)		PRES. PRUEBA	Barg		
51	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	CS (SA-285)		Hidráulica	4.5		
52	DISTANCIADORES			Neumática	NO		
53	TIRANTES			ALIVIO TENS.	NO		
54	SOPORTES/APOYOS	CS (SA-516)		RADIOGRAF.	Spot		
55	TORNILOS/TUERCAS	CS		ESP. CORROS.	3.2mm		
56	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	CS		EF. SOLDAD.	0.85-1		
57	JUNTAS ENVOLVENTE						
58	JUNTAS CABEZAL						
59	JUNTA DE EXPANSIÓN						
60	NOTAS			AISLAMIENTO	SI		
61	Para mayor intercambio se usan tubos aleateados tipo lowfin, modelo K-1915.09080 de el fabricante Wieland.			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
62	Hay 5 unidades, cada una asociada a un compresor, de forma que una es de repuesto.			PINTURA	SI		
63	Las entradas por carcasa son muy grandes en realación al cuerpo, de forma que se han diseñado siguiendo el Apendice 1-10 del código ASME.			ACCESORIOS	NO		
64	Mecánicamente se ha llegado exactamente al mismo diseño que con el intercambiador HE-102.						



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	Nº	8
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	15/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	HE-103A/B/C/D/E	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Intercambiador tubo y carcasa aleateado para enfriar la segunda etapa de compresión.		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	5

8 **SERVICIO** Intercambiador tubo y carcasa aleateado para enfriar la segunda etapa de compresión.

9 **DETALLE HAZ TUBULAR**



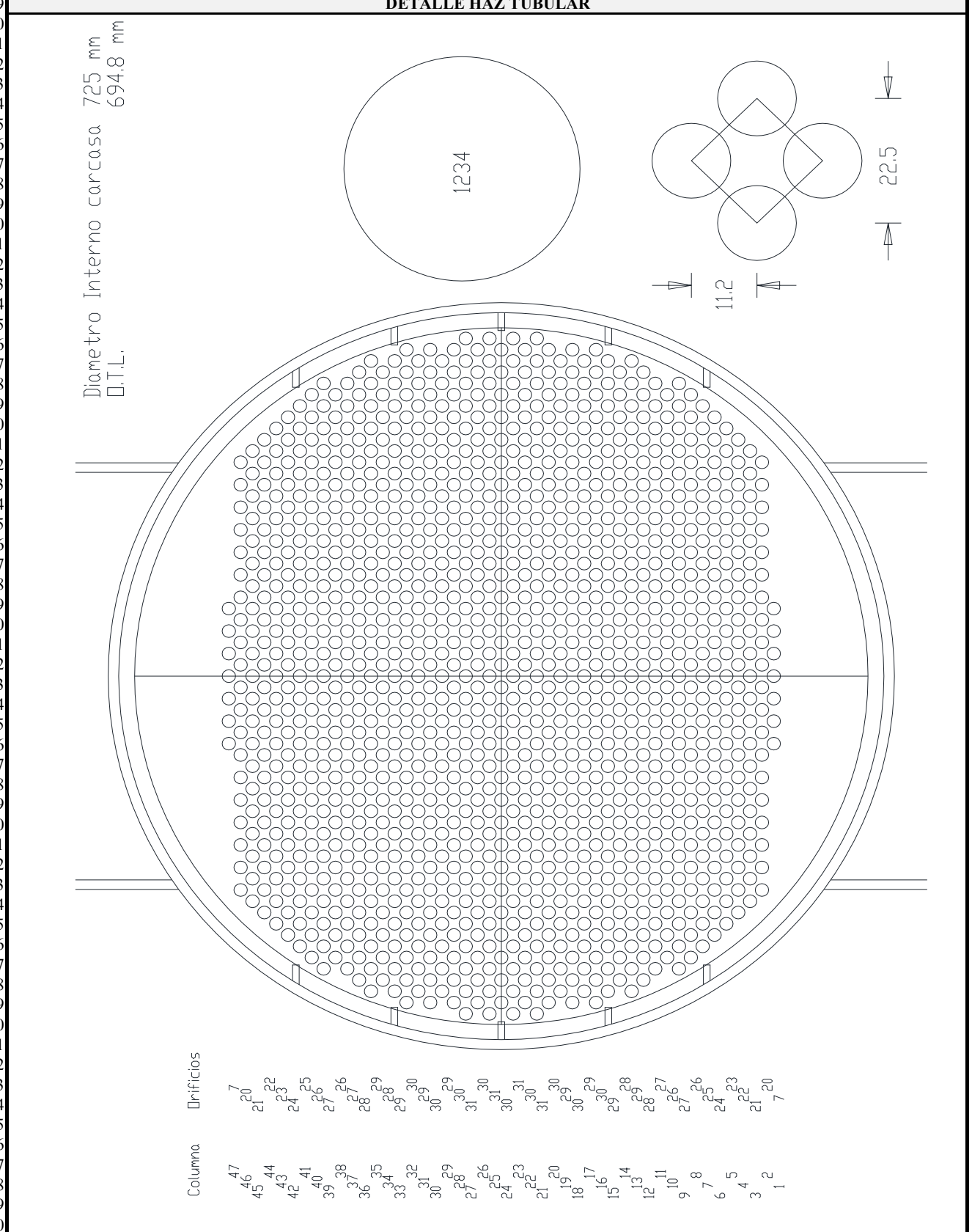


1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN			Nº	9
2	EMPRESA	URV				Cambiador Carcasa-Tubos	
3	FÁBRICA		Universitat Rovira i Virgili				
4	PLANTA	Anhidrido ftálico				SERVICIO	
5	ÍTEM	HE-104A/B	Intercambiador tubo y carcasa aleateado para la recuperación de calor del reactor R-103				
6						CONDICIONES DE OPERACIÓN (CADA EQUIPO)	
7			LADO ENVOLVENTE				
8						LADO TUBOS	
9	PRODUCTO		Aire comprimido				
10	CAUDAL TOTAL	kg/h	37,470			39,728	
11			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
12	VAPOR	kg/h	37,470	37,470	39,728	39,728	
13	LÍQUIDO	kg/h	0	0	0	0	
14	INCONDENSABLES	kg/h	37,470			0	
15	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0			0	
16	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0			0	
17	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
18		VISCOSIDAD	mPa·s	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
19		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
20		COND.TÉRMICA	W/m·K	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
21		TENS. SUPERFICIAL	N/m	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
22	VAPOR	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	3.08	2.22	2	2
23		VISCOSIDAD	mPa·s	0.021	0.025	0.028	0.024
24		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.24	0.25	0.29	0.27
25		COND.TÉRMICA	W/m·K	0.031	0.043	0.04	0.03
26	CALOR LATENTE	kcal/kg	0			0	
27	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	3.15	3.04	3.00	2.51	
28	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	83	205	300	201	
29	VELOCIDAD	m/s	18.14			35.62	
30	PÉRDIDA DE CARGA. Adm/calc	Bar	0.15	0.11	0.50	0.49	
31	CALOR	SENSIBLE	1,290			1,290	
32		LATENTE	0			0	
33		TOTAL	1,290			1,290	
34	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m <sup>2</sup> .h°C)/kcal	0.0003			0.0002	
35	SOBREDISEÑO U calculada / U diseño		1.25				
36	ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES			CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA			
37		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME S. VIII Div.1 2011a (2012) TEMA ediciones 8/9		
38	ENVOLVENTE	CS		TIPO	BEM		
39	CABEZALES ENVOLVENTE	CS		AREA	192.8 m <sup>2</sup>		
40	CABEZALES TUBOS	SS 316		Nº DE PASOS	Tubos	1	Envolven <sup>1</sup> 1
41	TAPA DEL CABEZAL	SS 316		TUBOS	1,234		
42	BRIDAS ENVOLVENTE	CS		Nº / PITCH	Cuadrado 15.9mm		
43	BRIDAS CABEZAL TUBOS	CS		ENVOLVENTE	Diámetro	735mm	Espesor 10 mm
44	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	CS		TUBOS	Diámetro	12.7mm	Espesor 1.2mm
45	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	CS		DEFLECTORES	Tipo	De barras	
46	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	CS		Número	8.0	Corte	N/A
47	TUBULADURAS CABEZALES	SS 316		ENVOLVENTE	TUBOS		
48	TUBOS	SS (SA-249)		PRES. DISEÑO	4	Barg	4 Barg
49	PLACA TUBULAR	SS (SA-240)		TEMP. DISEÑO	240	°C	335 °C
50	ALETAS	SS (SA-249)		PRES. PRUEBA	Barg		Barg
51	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	CS		Hidráulica	5.2		5.2
52	DISTANCIADORES	CS		Neumática	NO		NO
53	TIRANTES	CS		ALIVIO TENS.	Junta de expansión		NO
54	SOPORTES/APOYOS	CS		RADIOGRAF.	Spot		Spot
55	TORNILOS/TUERCAS	CS		ESP. CORROS.	3.18mm		2.3mm
56	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	CS		EF. SOLDAD.	0.85-1		0.85-1
57	JUNTAS ENVOLVENTE	CS					
58	JUNTAS CABEZAL	SS 316					
59	JUNTA DE EXPANSIÓN	SS 304					
60	NOTAS			AISLAMIENTO	SI		
61	Notese que no se espera condensación en el lado tubos.			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
62	Para mayor intercambio se usan tubos aleteados tipo lowfin, modelo K-1915.09080 de el fabricante Wieland.			PINTURA	NO		
63				ACCESORIOS	NO		
64	El caudal de esta ficha es el máximo para el qual el equipo está diseñado, no obstante, también se ha tenido en cuenta que de forma habitual se operará entorno a un 15% por debajo de dicho caudal.						
65							
66							
67							
68							
69							
70							



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	Nº	9
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	3 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	15/05/14
4	PLANTA	Anhidrido ftálico		PREPARADO	A.Harguindey
5	ÍTEM	HE-104A/B	<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.Gonzalez
6	SERVICIO	Intercambiador tubo y carcasa aleateado para la recuperación de calor del reactor R-103		APROBADO	S.Faulo
7				Nº UNIDADES	2

**DETALLE HAZ TUBULAR**

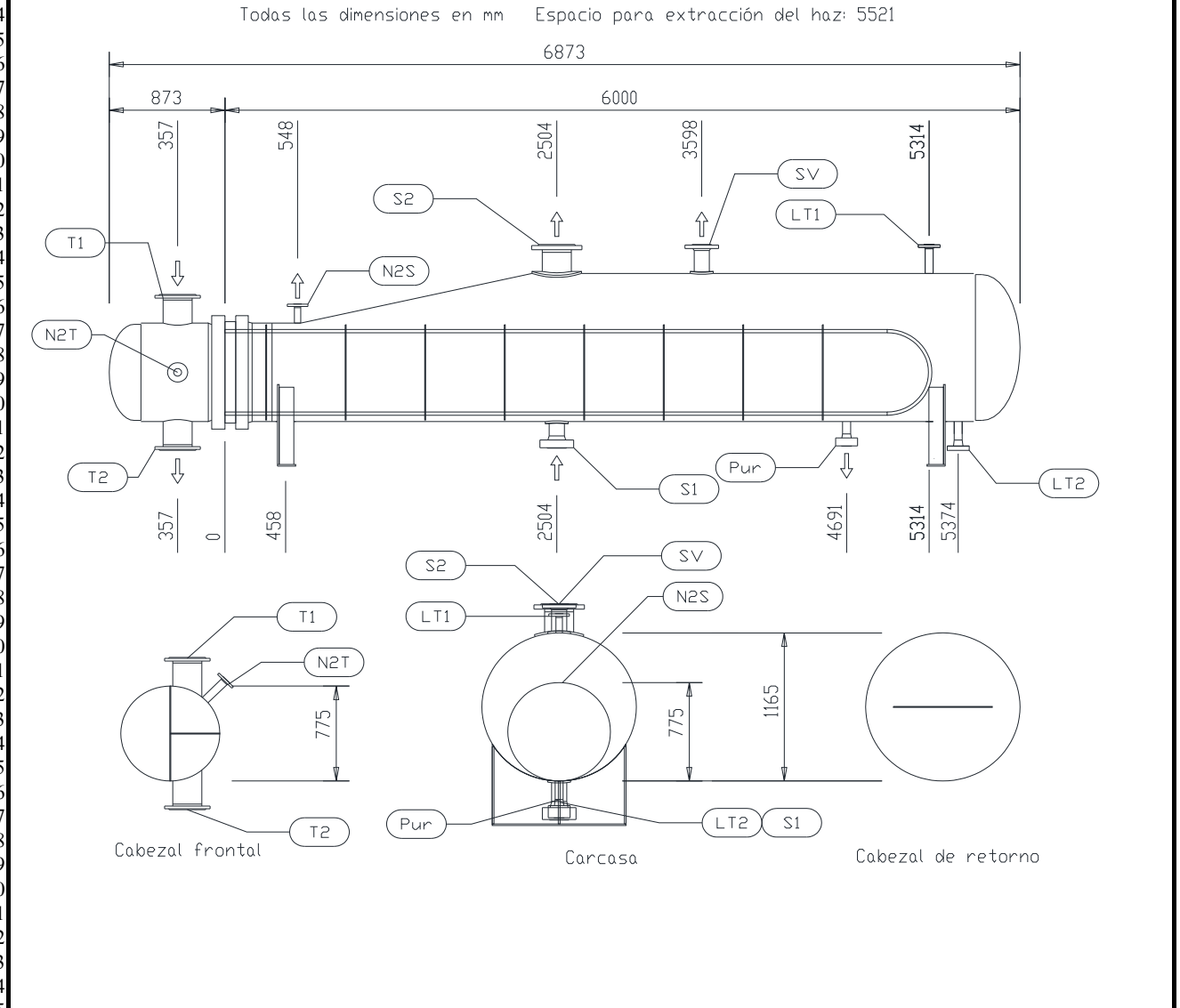




1	PROYECTO	214043	ESPECIFICACIÓN			Nº	10
2	EMPRESA	URV				Cambiador Carcasa-Tubos	
3	FÁBRICA		Universitat Rovira i Virgili				
4	PLANTA	Anhídrido ftálico				H-105A/B	
5	ÍTEM		Refrigeración de las sales fundidas.				
6	SERVICIO					CONDICIONES DE OPERACIÓN (TODAS LAS UNIDADES)	
7			LADO ENVOLVENTE				
8						LADO TUBOS	
9	PRODUCTO		Agua				
10	CAUDAL TOTAL	kg/h	28,118			266,400	
11			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
12	VAPOR	kg/h	0	28,118	0	0	
13	LÍQUIDO	kg/h	28,118	0	266,400	266,400	
14	INCONDENSABLES	kg/h	0		0		
15	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	28,118		0		
16	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	0		0		
17	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	846.0	846.2	1,840	1,924
18		VISCOSIDAD	mPa·s	0.13	0.13	2.40	5.46
19		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	1.06	1.06	0.34	0.33
20		COND.TÉRMICA	W/mK	0.64	0.64	0.52	0.49
21		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.03	0.03	0.03	0.03
22	VAPOR	DENSIDAD	kg/m <sup>3</sup>	10.96	10.92	NO APLICA	NO APLICA
23		VISCOSIDAD	mPa·s	0.02	0.02	NO APLICA	NO APLICA
24		CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.74	0.74	NO APLICA	NO APLICA
25		COND.TÉRMICA	kcal/(h.m.°C)	0.03	0.03	NO APLICA	NO APLICA
26	CALOR LATENTE	kcal/kg	447.7			NO APLICA	
27	PRESIÓN OPERACIÓN	Bara	23.00	22.91	2.80	2.44	
28	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	220	220	400	260	
29	VELOCIDAD	m/s	1.46			1.06	
30	PÉRDIDA DE CARGA Admis./Calc.	Bara	0.50/0.09			0.50/0.36	
31	CALOR	SENSIBLE	0			14,566	
32		LATENTE	14,573			0	
33		TOTAL				14,566	
34	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m <sup>2</sup> .h°C)/kcal	0.0001			0.0002	
35	SOBREDISEÑO U calculada / U diseño					1.10	
36	ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES			CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA			
37		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME Code Sec VIII Div 1 TEMA R - refinery service		
38	ENVOLVENTE			TIPO	BKU		
39	CABEZALES ENVOLVENTE	CS		AREA	156.8 m <sup>2</sup>		
40	CABEZALES TUBOS	SS 316		Nº DE PASOS	Tubos	4	Envolven <sup>t</sup>
41	TAPA DEL CABEZAL	SS 316		TUBOS	380		
42	BRIDAS ENVOLVENTE	CS		Nº / PITCH	Triangular 30 mm		
43	BRIDAS CABEZAL TUBOS	SS 316		TUBOS	Diámetro	25.4mm	Espesor
44	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	CS		ENVOLVENTE	Diámetro	1165mm	Espesor
45	BRIDAS TUBUL. CABEZALES	SS 316		DEFLECTORES	Tipo	Completo	
46	TUBULADURAS ENVOLVENVEN	CS		ENVOLVENTE	Número	8.0	Corte
47	TUBULADURAS CABEZALES	SS 316		ENVOLVENTE	TUBOS		
48	TUBOS	SS 316		PRES. DISEÑO	25.51	Bara	3.45
49	PLACA TUBULAR	SS 316		TEMP. DISEÑO	438	°C	438
50	ALETAS	NO APLICA		PRES. PRUEBA	Bara	Bara	
51	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.	CS		Hidráulica	41.9	5.7	
52	DISTANCIADORES	NO APLICA		Neumática	NO APLICA	NO APLICA	
53	TIRANTES	NO APLICA		ALIVIO TENS.	NO APLICA	NO APLICA	
54	SOPORTES/APOYOS	CS		RADIOGRAF.	Spot	Spot	
55	TORNILOS/TUERCAS	CS		ESP. CORROS.	3.2mm	3.2mm	
56	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	CS		EF. SOLDAD.	1	1	
57	JUNTAS ENVOLVENTE	CS					
58	JUNTAS CABEZAL	SS 316					
59	PLACA DE CHOQUE	NO APLICA					
60	NOTAS			AISLAMIENTO	SI		
61	Las sales solidifican a 225 °C. En caso de parada hay que asegurar el purgado del equipo antes de que las sales se encuentren a menos de 250°C.			TRATAMIENTO DE SUPERFICIES	NO		
62	Hay un 10% de corte inferior en los baffles para facilitar el drenado del equipo.			PINTURA	NO		
63	Se ha diseñado siguiendo TEMA-R para asegurar una máxima fiabilidad.			ACCESORIOS	NO		
64							
65							
66							
67							
68							
69							
70							

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	N°	1
2	EMPRESA	URV		HOJA N°	2 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	10/05/14
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	A. González
5	ÍTEM	H-105A/B	<b>EMPRESA</b>	REVISADO	A. Harguindey
6	SERVICIO	Refrigeración de las sales fundidas.		APROBADO	S. Faulo
7				N° UNIDADES	2

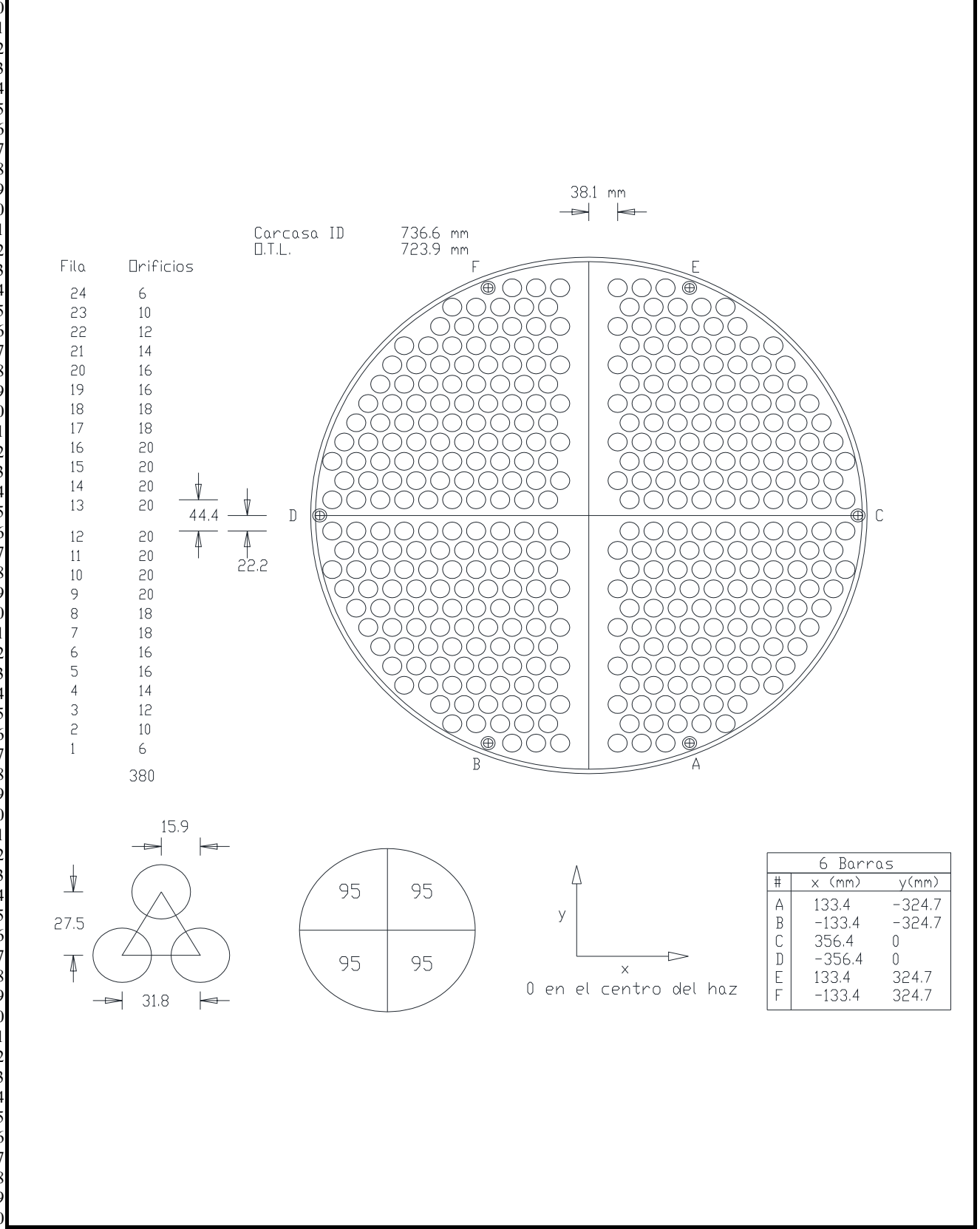
**DIAGRAMA GENERAL Y DE TUBULADURAS**



ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
S1	Entrada condensado 32 Bara	4 in	150 # ANSI	
S2	Salida vapor 23 Bara	8 in	150 # ANSI	
Pur	Purga	2 in	150 # ANSI	
T1	Entrada sales fundidas	8 in	150 # ANSI	
T2	Salida sales fundidas	8 in	150 # ANSI	
LT1	Entrada sensor de nivel	2 in	150 # ANSI	
LT2	Entrada sensor de nivel	2 in	150 # ANSI	
SV	Valvula de seguridad	4 in	150 # ANSI	
N2S	Entrada de nitrogeno en carcasa	2 in	150 # ANSI	
N2T	Entrada de nitrogeno en tubos	2 in	150 # ANSI	

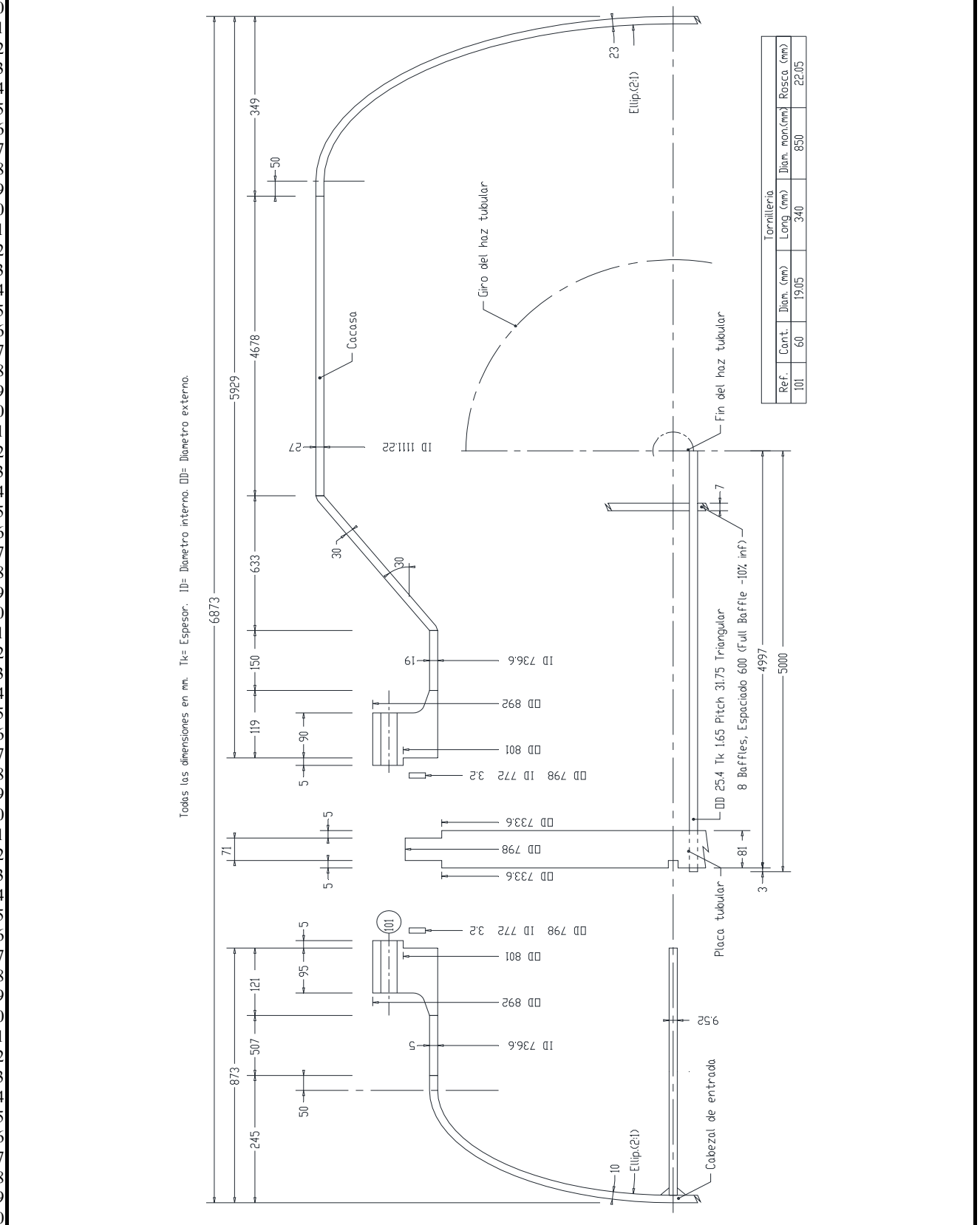
1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	N°	1
2	EMPRESA	URV		HOJA N°	3 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	10/05/14
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	A. González
5	ÍTEM	H-105A/B	<b>EMPRESA</b>	REVISADO	A. Harguindey
6	SERVICIO	Refrigeración de las sales fundidas.		APROBADO	S. Faulo
7				N° UNIDADES	2

**DETALLE HAZ TUBULAR**



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>	Nº	1
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	4 de 4
3	FÁBRICA			FECHA	10/05/14
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	A. González
5	ÍTEM	H-105A/B	<b>EMPRESA</b>	REVISADO	A. Harguindey
6	SERVICIO	Refrigeración de las sales fundidas.		APROBADO	S. Faulo
7				Nº UNIDADES	2

**CONDICIONES INTERNAS**



### **4.3. Descripcions [Comú]**

#### **4.3.1. Descripció funcional del projecte**

El projecte estudia el sistema de reacció d'una planta de producció de 120000 tones a l'any d'anhídrid ftàlic. El disseny s'ha començat des de zero sense cap tipus de referència i, per tant, encara que es troba fora de l'abast del projecte ha estat necessari un disseny bàsic i general de la planta per tal de conèixer els requeriments de disseny per al sistema de reacció. Per aquest motiu la seva explicació es considera important per a la comprensió del projecte.

A continuació es realitzen dos descripcions del projecte, en la primera es descriu el funcionament general de la planta de producció d'anhídrid ftàlic, fent referència al diagrama de blocs, apartat 4.1.1.. En la segona es descriu amb detall el funcionament del sistema de reacció, fent referència als P&ID, apartat 4.1.5.

##### **4.3.1.1. Descripció general de la planta**

La planta té assignada una producció de 120000 tones a l'any, bibliogràficament (ref.10) s'ha trobat que aquesta classe de reaccions tenen un conversió propera al 100% però amb unes selectivitats del producte desitjat properes al 80%. Per tant, són necessàries unes 12.7 tones/hora de la matèria prima (xilè en la seva forma orto) per tal de realitzar la reacció, a més de 17.3 tones/hora d'oxigen necessàries, tenint en compte que gran part dels productes secundaris són productes de combustió. Tot i haver analitzat l'alternativa d'utilitzar oxigen pur en el disseny del reactor, discutida a l'apartat 5, s'ha optat per la utilització d'aire atmosfèric per tal d'aportar l'oxigen a la reacció. Això suposa una entrada de 74.2 tones/hora d'aire, equivalents a 63000 m<sup>3</sup>/h d'aire en condicions atmosfèriques. Aquestes dades permeten fer-se una idea de l'escala que es tracta en el projecte, deixant clar que molts equips hauran d'estar duplicats i en paral·lel per tal de poder treballar amb aquesta producció.

L'orto-xilè prové d'una refineria propera, aquesta importació es realitza mitjançant canonada i s'emmagatzema en un tanc pulmó per tal d'evitar parades no desitjades de la producció.

El procés comença amb la secció de reacció, on l'aire i l'orto-xilè, es porten a les condicions de reacció i es fan reaccionar mitjançant l'oxidació parcial de l'orto-xilè catalitzada per tal de produir l'anhídrid ftàlic. En aquesta reacció es generen també una gran quantitat de productes de combustió i altres subproductes. Cal destacar que, com l'aportació

d'oxigen s'ha realitzat mitjançant aire atmosfèric, el corrent de sortida del sistema de reacció està fortament carregat d'inerts.

El corrent de sortida del reactor passa directament a la secció de condensació, on es separa l'anhídrid ftàlic dels productes de combustió i dels inerts. Per tal de realitzar aquesta operació s'utilitza un condensador especial anomenat *switch condenser*, que consta de diversos condensadors que funcionen de manera discontinua i asimètrica, permetent que l'equip operi en continu.

El motiu d'aquesta manera inusual d'operar és que cada condensador contingut dins de l'equip requereix d'operar en dues etapes. En la primera etapa l'anhídrid ftàlic es condensa i cristal·litza en la superfície dels tubs de l'intercanviador, per on circula oli tèrmic a baixa temperatura. En la segona etapa es tanca el cabal de producte i es canvia la temperatura de l'oli tèrmic per a que estigui per sobre del punt de fusió de l'anhídrid ftàlic, desfent així els cristalls formats als tubs i extraient-lo com a líquid.

La cristal·lització de l'anhídrid ftàlic a la paret dels tubs és deguda a que la mescla conté una forta presència d'aigua en estat vapor, fet que augmenta molt la volatilitat de la mescla, fent més complicat liquar l'anhídrid ftàlic. No obstant, s'ha d'evitar liquar l'aigua ja que aquesta reacciona lentament amb l'anhídrid ftàlic convertint-lo en àcid ftàlic. Per aquest motiu aquest equip ha d'operar a unes temperatures molt concretes i en tots els casos la paret del tub ha d'estar per sota de la temperatura de solidificació de l'anhídrid ftàlic, permetent la seva cristal·lització. Raó per la qual no es pot fer ús d'un condensador convencional. Cal destacar que, tal i com s'ha mencionat, encara que l'operació és discontinua també és asimètrica, és a dir, en tot moment hi ha un condensador operant en cadascuna de les fases fent possible operar en continu.

Un cop condensat el producte es separa la mescla en una torre de destil·lació que opera en condicions de buit segons la bibliografia, on per cap s'extreuen les impureses més lleugeres que l'anhídrid ftàlic, essent la majoria anhídrid maleic, i per fons s'extreu el producte amb les impureses més pesades.

Després de la torre de buit es troba una altra de torre que també opera en condicions de buit on s'extreu l'anhídrid ftàlic per cap i els productes de combustió més pesats per fons. Cal destacar que la presència d'aquestes torres de destil·lació s'ha obtingut bibliogràficament (ref.1), i no s'han realitzat els càlculs corresponents per justificar la seva presència.

També s'ha estudiat l'alternativa de posar una torre d'absorció tal i com es pot trobar en algunes referències bibliogràfiques (ref.1). No obstant, la concentració d'anhídrid maleic en aquesta part del procés és tan petita que simplement no justifica introduir un equip per a la

seva recuperació. S'ha considerat l'alternativa d'enviar el corrent de gas directament a una secció de tractament catalític per tal d'oxidar les grans quantitats de monòxid de carboni presents i els hidrocarburs restants, minimitzant així l'impacte sobre el medi ambient. Tot i així, degut a que no s'ha estudiat en profunditat aquesta part del procés s'ha descartat l'alternativa i acceptat l'explicació de la bibliografia.

També s'ha estudiat l'opció de recircular part dels gasos de sortida del *switch condenser* a l'entrada del reactor per a evitar treballar dins dels límits d'explosivitat. Tot i això s'ha descartat aquesta opció, els motius pels quals es poden trobar detallats en l'apartat 5.

#### **4.3.1.2. Descripció del sistema de reacció**

El sistema de reacció parteix d'un corrent d'orto-xilè provinent d'un tanc pulmó. Primerament es pressuritza a 3.5 bara mitjançant la bomba P-101. S'ha escollit aquesta pressió ja que aquesta és apropiada per a efectuar la reacció (ref.10) (ref.11) i perquè l'evaporació de l'orto-xilè utilitzant vapor d'aigua a alta pressió és senzilla.

Un cop pressuritzat l'orto-xilè s'evapora en l'intercanviador HE-101. Degut a que es tracta d'un fluid net i que no presenta greus problemes de corrosió s'ha escollit un intercanviador de tipus BKU, fent ús de vapor a alta pressió en el costat de tubs i evaporant l'orto-xilè en el costat de carcassa. S'ha descartat l'ús d'olis tèrmics a alta temperatura, Dowtherm A o G (ref.12), per tal d'evaporar a major temperatura l'orto-xilè, per evitar afegir complexitat al sistema i perquè un augment en la pressió fa més difícil el control de la reacció, com es pot veure a l'apartat 5.

L'orto-xilè evaporat a la sortida de l'intercanviador HE-101 es troba en equilibri líquid-vapor, de manera que per tal d'evitar problemes de condensació en la línia es disposa de la vàlvula CV-1102. Aquesta vàlvula genera una pèrdua de càrrega de 0.5 bar, sobreescalfant el vapor d'orto-xilè i evitant que es condensi abans del reactor, ja que l'entrada d'orto-xilè líquid al reactor podria degradar el catalitzador.

Al mateix temps s'aspira aire atmosfèric per tal d'aportar oxigen a la reacció. L'aire es comprimeix mitjançant 4 compressors en paral·lel i un de recanvi (C-101A/B/C/D/E) per tal de no haver de parar la producció si un d'ells falla. Degut a que l'aire s'escalfa al comprimir-lo es disposa de dos intercanviadors de calor (HE-102) (HE-103) per a cadascun dels compressors, per tal de refrigerar l'aire entre les etapes de compressió mitjançant aigua de refrigeració.

Per tal d'evitar que l'addició d'aire provoqui la condensació de l'orto-xilè, es recupera calor de la sortida del reactor R-103 mitjançant l'intercanviador de tubs aletejats HE-104 A/B, fent circular l'aire per carcassa i el gas de procés per tubs.

L'aire comprimit i escalfat s'uneix amb l'orto-xilè en fase gas a l'entrada del primer reactor, on un difusor assegura que la mescla entre els dos gasos sigui homogènia a més de distribuir-la equitativament en els tubs del reactor, evitant així l'aparició de punts calents.

El primer reactor R-101 té una estructura similar a la d'un intercanviador de tubs i carcassa i consta, a banda del difusor ja mencionat, de diversos tubs plens de catalitzador en forma de pellets. La injecció de gas es realitza per cap per tal d'evitar la migració de pellets entre el tubs. La reacció és molt exotèrmica i per controlar la temperatura del reactor, circulen pel costat de carcassa sals foses que actuen com a refrigerant. S'han analitzat altres opcions de refrigerant, tal i com es mostra a l'apartat 2.3., i al final s'ha optat per una mescla de sals foses amb un 60% màssic de nitrat de sodi i un 40% de nitrat de potassi. Aquestes sals es fonen a la temperatura de procés, i per tal de refrigerar-les es disposa dels intercanviadors HE-105 A i B on es genera vapor d'alta pressió amb l'energia extreta del reactor.

El segon i tercer reactor, R-102 i R-103, estan situats en sèrie i comparteixen gran part de les seves característiques tècniques, ja que també disposen de diversos tubs plens de catalitzador envoltats per una carcassa. La injecció d'aire es realitza per cap, disposa d'un difusor per assegurar una adequada distribució del gas per l'interior dels tubs i comparteixen el mateix sistema de refrigeració amb sals foses, tal i com es pot observar al diagrama P&ID 2.

No obstant, cal destacar que els reactors són diferents entre ells, així com les condicions en les que operen. Per tant, tot i basar-se en el mateix esquema tenen petites diferències que són importants per al correcte funcionament del procés.

A la sortida del tercer reactor el fluid encara es troba a alta temperatura i s'ha de refredar abans d'introduir-lo al *switch condenser*, ja que es tracta d'un equip car i és important alleugerar el treball que ha de realitzar per tal d'evitar sobredimensionaments innecessaris i abaratir costos. Tal i com ja s'ha mencionat, aquesta necessitat de refrigerar es combina amb la necessitat d'augmentar la temperatura de l'aire abans d'unir-se amb l'orto-xilè, justificant el disseny dels intercanviadors HE-104 A/B.

A partir d'aquí comença la secció de condensació, la qual no s'ha estudiat en profunditat ja que no forma part de l'abast del projecte.

## **5. DISSENY DEL REACTOR [COMÚ]**

### **5.1. Introducció**

S'ha realitzat el disseny del reactor per a obtenir anhídrid ftàlic a partir d'orto-xilè mitjançant una oxidació parcial. De manera que s'ha desenvolupat un model que permet la simulació de la reacció.

### **5.2. Característiques de la reacció**

L'oxidació parcial d'orto-xilè es duu a terme de manera habitual en la indústria (ref.11) en un interval de temperatura i pressió entre 370 i 550 °C i entre 3 i 6 atm. Per tal de realitzar la reacció en el rang de temperatura esmentat i, que l'oxidació parcial tingui una selectivitat que afavoreixi la producció d'anhídrid ftàlic, és necessari catalitzar la reacció. En la bibliografia s'ha trobat que es realitza una catàlisis heterogènia mitjançant l'ús de  $\text{TiO}_2\text{-V}_2\text{O}_5$  (reff.4) (ref.5) (ref.10) (ref.11).

Es tracta d'una reacció molt exotèrmica efectuada en fase gas, per tant, caldrà considerar els sistemes de refrigeració en el disseny del reactor.

### **5.3. Reaccions**

Per tal de poder modelitzar correctament el reactor cal conèixer l'estequiometria de les diverses reaccions que hi intervenen. Les reaccions que hi intervenen són:

1. orto-xilè (A) +  $\text{O}_2 \rightarrow$  orto-tolualdehid (B) +  $\text{H}_2\text{O}$
2. orto-tolualdehid (B) +  $\text{O}_2 \rightarrow$  ftalida (C) +  $\text{H}_2\text{O}$
- 3.1. orto-xilè (A) +  $6.5 \text{O}_2 \rightarrow 8 \text{CO} + 5 \text{H}_2\text{O}$
- 3.2. orto-xilè (A) +  $10.5 \text{O}_2 \rightarrow 8 \text{CO}_2 + 5 \text{H}_2\text{O}$
- 3.3. orto-xilè (A) +  $4.5 \text{O}_2 \rightarrow 2$  anhídrid maleic +  $3 \text{H}_2\text{O}$
4. orto-xilè (A) +  $3 \text{O}_2 \rightarrow$  anhídrid ftàlic (D) +  $3 \text{H}_2\text{O}$
5. ftalida (C) +  $\text{O}_2 \rightarrow$  anhídrid ftàlic (D) +  $\text{H}_2\text{O}$

### 5.4. Cinètiques de la reacció

Després de la recerca bibliogràfica realitzada s'han identificat dos models cinètics per aquesta reacció, definits per Calderbank (ref.11) i Papageorgiou (ref.5). S'ha decidit fer ús del model de Calderbank degut a la seva gran repercussió en la literatura, la seva senzillesa conceptual i perquè estudis contemporanis el prefereixen (ref.10) (ref.8).

El model cinètic de Calderbank segueix el mecanisme de reacció proposat a la Figura . on A és orto-xilè, B és orto-tolualdehid, C és ftalida, D és anhídrid ftàlic i E és el conjunt de productes de combustió que engloba CO, CO<sub>2</sub> i anhídrid maleic. Segons la bibliografia el camí 6 d'aquest mecanisme de reacció té una cinètica molt petita i es pot negligir.

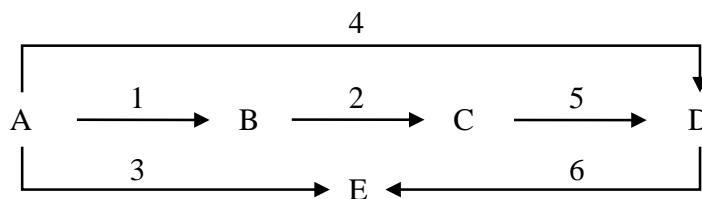


Figura 5.4.1. Mecanisme de la reacció d'oxidació d'orto-xilè a anhídrid ftàlic.

A continuació es mostra el mecanisme de reacció proposat per Calderbank, on es suposa que es tracta d'una oxidació parcial consecutiva de l'orto-xilè fins a arribar a produir anhídrid ftàlic amb més detall dels components.

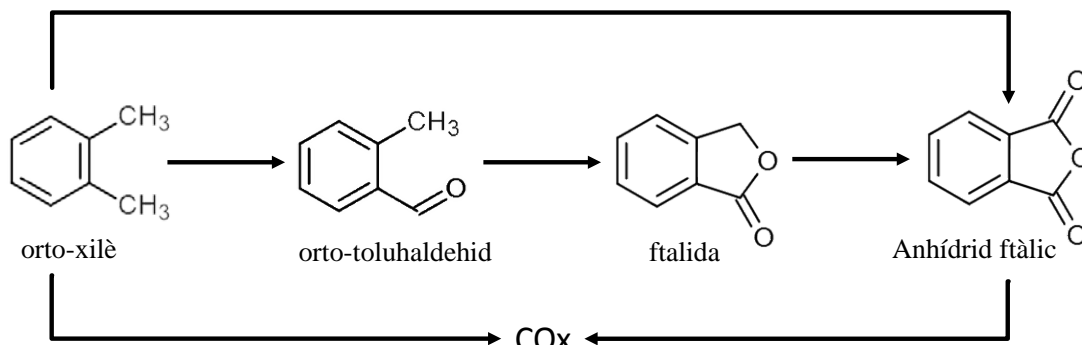


Figura 5.4.2. Mecanisme de reacció d'oxidació d'orto-xilè a anhídrid ftàlic.

Les velocitats de reacció es poden definir com:

$$r_1 = k_1 \alpha P_A \quad (5.4.1.)$$

$$r_2 = k_2 \alpha P_B \quad (5.4.2.)$$

$$r_3 = k_3 \alpha P_A \quad (5.4.3.)$$

$$r_4 = k_4 \alpha P_A \quad (5.4.4.)$$

$$r_5 = k_5 \alpha P_C \quad (5.4.5.)$$

on  $\alpha$  es defineix tot seguit i  $K_C P_{OX}$  s'accepta com a constant de valor  $0.722 \cdot 10^{-5}$  kmol/kg·s:

$$\alpha = \frac{K_C P_{OX}}{K_C P_{OX} + (m_1 K_1 + m_3 K_3 + m_4 K_4) P_A + m_2 K_2 P_B + m_5 K_5 P_C} \quad (5.4.6.)$$

On els paràmetres  $m_i$  representen els mols d'oxigen consumit en cadascuna de les reaccions corresponents.

En el cas estudiat, les reaccions 1, 2 i 5 consumeixen un mol d'oxigen per cada mol de producte obtingut i la reacció 4 consumeix 3 mols d'oxigen per cada mol de producte.

La reacció 3 representa els productes de combustió i engloba 3 reaccions diferents que tenen com a productes CO, CO<sub>2</sub> i anhídrid maleic. La relació entre aquestes tres reaccions depèn de la pressió parcial d'oxigen, la temperatura, l'activitat del catalitzador i les condicions geomètriques, essent difícil o impossible de predir (ref.6). Per aquest motiu es suposarà una proporció  $\gamma_1$  per al CO,  $\gamma_2$  per al CO<sub>2</sub> i  $\gamma_3$  per al maleic, totes en tant per u, i es mantindran com constants, ja que les conseqüències dels possibles errors són mínimes en el resultat final.(ref.7)

Calderbank (ref.11) proposa valors per a les constants cinètiques i energies d'activació del seu catalitzador i Anastasov (ref.10) proposa els valors per a dos catalitzadors industrials (O 4-26 i O 4-28).

### **5.5. Possibles alternatives de reactors a estudiar**

Segons la bibliografia (ref.5) existeixen tres configuracions possibles a utilitzar. La reacció s'ha d'efectuar sempre en reactors tubulars amb un catalitzador sòlid depositat en esferes poroses de petit diàmetre.

Un dels factors determinants a l'hora d'escollir la geometria del reactor és la seva capacitat per a mantenir la mescla d'oxigen i material combustible fora dels límits d'explosivitat. La predicció d'aquest comportament es detalla a l'apartat 5.7.5.

La primera configuració consisteix en un reactor multitubular refrigerat mitjançant sals foses. Al llarg dels tubs es possible tenir diferents tipus de catalitzador, que varien en la seva activitat, aconseguint així un major control de la temperatura. Aquest model de reactor no consta d'injeccions d'oxigen intermèdies, de manera que tots els reactius s'han d'injectar en quantitats suficients a l'entrada del reactor tubular.

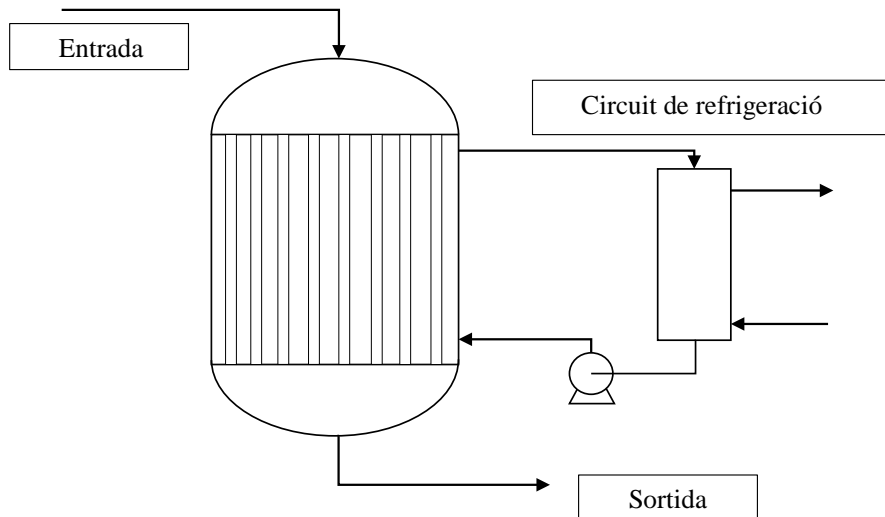


Figura 5.5.1. Esquema del reactor multitubular i del sistema de refrigeració.

La segona configuració, a l'igual que la primera, es tracta d'un reactor multitubular amb refrigeració, però amb la diferència que aquest consta d'injeccions d'oxigen intermèdies que permeten un major control de la pressió parcial de l'oxigen. De la mateixa manera que en la primera configuració, en aquest cas també es poden utilitzar catalitzadors amb diferents tipus d'activitat entre les diverses injeccions d'oxigen.

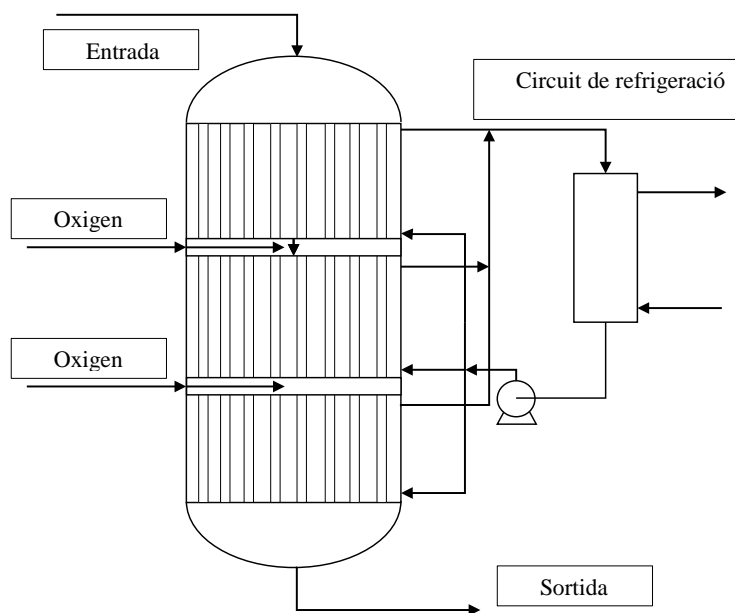


Figura 5.5.2. Esquema del reactor multitubular amb injeccions d'oxigen intermèdies i sistema de refrigeració.

La tercera configuració tracta un reactor multitubular adiabàtic amb injeccions d'oxigen intermèdies, les quals es realitzen a temperatura ambient i actuen com a sistema de refrigeració del reactor. En aquest cas també es pot fer ús de diferents catalitzadors permetent

un millor control de la temperatura.

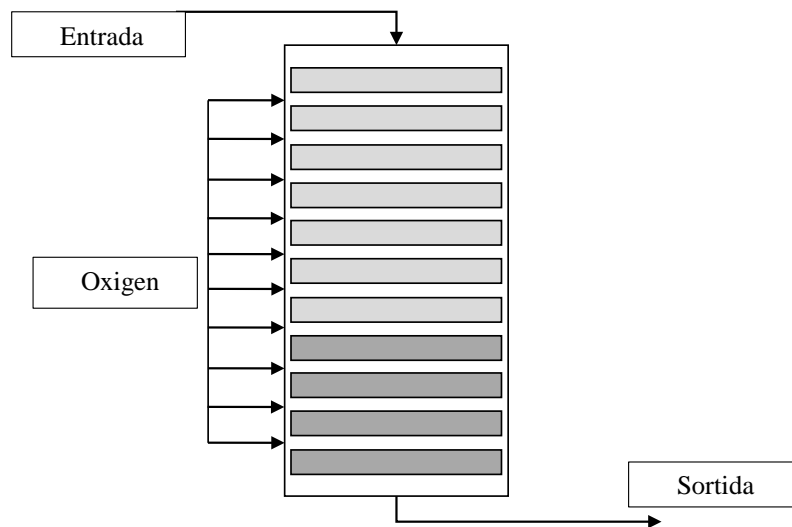


Figura 5.5.3. Esquema del reactor adiabàtic amb injeccions d'oxigen intermèdies.

### 5.6. Condicions d'entrada

El reactiu principal, orto-xilè, prové d'una refineria de petroli situada a les proximitats de la planta. Aquest compost s'adquireix amb un contingut baix en impureses essent aquestes, en la seva majoria, les formes meta i para del xilè.

S'ha realitzat un anàlisi de les possibles implicacions d'aquestes impureses en el procés. Degut a la localització 1,3 i 1,4 de les formes meta i para respectivament, la seva reacció amb oxigen no pot donar lloc a cap dels productes intermedis de la reacció, però sí que poden reaccionar donant lloc als subproductes de combustió (ref.7). Tot i així, el catalitzador utilitzat presenta una forta selectivitat cap a la forma orto del xilè.

En tots els casos estudiats les condicions d'entrada al reactor són d'una temperatura de 200°C i una pressió de 3 bars.

Per a que tingui lloc la reacció, el catalitzador requereix que els reactius es trobin en fase gas. Degut a aquest motiu i que, bibliogràficament, la pressió ha d'estar entre 3 i 6 bars, la temperatura d'entrada s'ha de trobar entre els 200 i 240 °C, ja que es vol treballar amb vapor sobreescalfat per tal d'evitar problemes de condensació.

### 5.7. Modelització

Per tal de predir el comportament del reactor es proposa el model explicat a continuació.

### 5.7.1. Cabals molars

La variació dels cabals molars al llarg del pes de catalitzador en un reactor PBR es pot definir com:

$$\frac{dF_i}{dW} = r_i \quad (5.7.1.)$$

On  $r_i$  són les velocitats de reacció netes per a cada component. Seguint el mecanisme de reacció proposat a la figura 5.4.1. es defineixen les velocitats de reacció netes següents:

$$r_A = -r_1 - \left(\frac{1}{8}\gamma_1 + \frac{1}{8}\gamma_2 + \frac{1}{2}\gamma_3\right)r_3 - r_4 \quad (5.7.2.)$$

$$r_B = r_1 - r_2 \quad (5.7.3.)$$

$$r_C = r_2 - r_5 \quad (5.7.4.)$$

$$r_D = r_4 + r_5 \quad (5.7.5.)$$

$$r_E = r_3 \quad (5.7.6.)$$

$$r_{O_2} = -r_1 - r_2 - r_5 - 3r_4 - \left(\frac{13}{16}\gamma_1 + \frac{21}{16}\gamma_2 + \frac{9}{4}\gamma_3\right)r_3 \quad (5.7.7.)$$

$$r_{N_2} = 0 \quad (5.7.8.)$$

$$r_{CO} = \gamma_1 r_3 \quad (5.7.9.)$$

$$r_{CO_2} = \gamma_2 r_3 \quad (5.7.10.)$$

$$r_{Maleic} = \gamma_3 r_3 \quad (5.7.11.)$$

$$r_{H_2O} = r_1 + r_2 + r_5 + 3r_4 + \left(\frac{5}{8}\gamma_1 + \frac{5}{8}\gamma_2 + \frac{3}{2}\gamma_3\right)r_3 \quad (5.7.12.)$$

En les velocitats de reacció de l'oxigen i l'aigua, els multiplicadors que s'observen al davant dels factors  $\gamma$  expressen el consum d'oxigen o la producció d'aigua per tal d'obtenir un mol de producte de combustió seguint l'estequiometria definida a l'apartat 5.3

### 5.7.2. Temperatura

Les reaccions són àmpliament exotèrmiques, per tant, la temperatura al llarg del reactor variarà de manera substancial. Amb l'objectiu de considerar aquest canvi de temperatura, les constants de reacció variaran seguint la llei d'Arrhenius.

$$k_i = k_{0i} + e^{\frac{-E_{ai}}{RT}} \quad (5.7.13.)$$

Per tal de predir aquest canvi de temperatura cal obtenir les capacitats calorífiques de cadascun dels components. Degut a que les capacitats calorífiques varien en funció de la temperatura, s'han buscat els valors de les capacitats calorífiques en un interval de temperatura de 200 a 400 °C mitjançant les bases de dades del programa *Aspen Plus 8.0*. Un cop tabulades, s'han realitzat regressions lineals que permetin predir els seus valors a una temperatura determinada. S'ha suposat una pressió constant ja que no s'esperen grans caigudes de pressió al llarg del reactor, així com capacitats calorífiques additives.

Una altra de les variables necessàries per a modelitzar la variació de temperatura són les entalpies de reacció. Aquestes, depenen de les entalpies dels compostos així com de l'estequiometria de la reacció. Seguint les reaccions de l'apartat 5.3. es defineixen les entalpies de reacció com:

$$H_{R1}=H_B + H_{H_2O} - H_A - H_{O_2} \quad (5.7.14.)$$

$$H_{R2}=H_C + H_{H_2O} - H_B - H_{O_2} \quad (5.7.15.)$$

$$H_{R3.1}=8H_{CO} + 5H_{H_2O} - H_A - 6.5H_{O_2} \quad (5.7.16.)$$

$$H_{R3.2}=8H_{CO_2} + 5H_{H_2O} - H_A - 10.5H_{O_2} \quad (5.7.17.)$$

$$H_{R3.3}=2H_{Maleic} + 3H_{H_2O} - H_A - 4.5H_{O_2} \quad (5.7.18.)$$

$$H_{R4}=H_D + 3H_{H_2O} - H_A - 3H_{O_2} \quad (5.7.19.)$$

$$H_{R2}=H_D + H_{H_2O} - H_C - H_{O_2} \quad (5.7.20.)$$

De forma anàloga al càlcul de les capacitats calorífiques, s'ha fet ús de les bases de dades de *Aspen Plus 8.0* i un cop tabulades les entalpies per a cada component en l'interval de 200 a 400 °C, s'han realitzat regressions lineals per tal de poder obtenir el seu valor en qualsevol punt del reactor. De la mateixa manera que en el cas de les capacitats calorífiques, s'ha suposat negligible la caiguda de pressió al llarg del reactor.

La variació al llarg del reactor es modelitza seguint l'expressió (ref.16):

$$\frac{dT}{dW} = \frac{\frac{U_a}{\rho_b} (T_a - T) + \sum r_j \Delta H_{Rj}}{\sum F_i C_{p_i}} \quad (5.7.21.)$$

En el cas del reactor adiabàtic, el paràmetre  $U_a$  es considera zero.

### 5.7.3. Pressió

Per tal de realitzar la cinètica del reactor, encara cal definir la pressió parcial de cadascun dels components segons la pressió total, tal com s'observa en l'equació 5.4.21. Per

aquest motiu és necessari calcular la caiguda de pressió al llarg del reactor.

$$P_i = P_{\text{Total}} \frac{F_i}{F_{\text{Total}}} \quad (5.7.22.)$$

Dos de les variables necessàries per a la modelització de la caiguda de pressió són la densitat i la viscositat dinàmica. Aquestes variables depenen de la temperatura, de manera que s'han buscat els seus valors per a l'interval de 200 a 400 °C en les bases de dades del programa *Aspen Plus 8.0* i, un cop tabulades, s'ha realitzat una regressió lineal per a les viscositats dinàmiques i una regressió exponencial per a les densitats. D'aquesta manera, fent una mitjana ponderada amb les fraccions molars es pot obtenir la densitat i la viscositat del fluid per a cada valor de temperatura. S'ha suposat que el càlcul de la mitjana ponderada no afecta de manera significativa als resultats.

La caiguda de pressió en el reactor es pot trobar segons: (ref.16)

$$\frac{dP}{dW} = - \frac{\beta_0}{A_c (1-\phi) \rho_c} \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}} \quad (5.7.23.)$$

On el paràmetre  $\beta_0$  només depèn de les condicions inicials segons: (ref.16)

$$\beta_0 = \frac{G(1-\phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[ \frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right] \quad (5.7.24.)$$

La descripció dels paràmetres es troba descrita a l'apartat 10.

Per tant, la modelització del reactor és un sistema ordinari de les equacions diferencials 5.7.23, 5.4.24 i 5.7.1. per a cadascun dels components.

#### 5.7.4. Temperatura de mescla

En el cas que existeixin injeccions d'oxigen al llarg del reactor és necessari calcular la temperatura de la mescla al final de cada etapa.

Per a efectuar aquest càlcul es realitza un balanç d'energia, ja que l'energia del corrent mesclat ha de ser igual a la suma de l'energia del corrent en l'etapa anterior i la del corrent d'oxigen injectat.

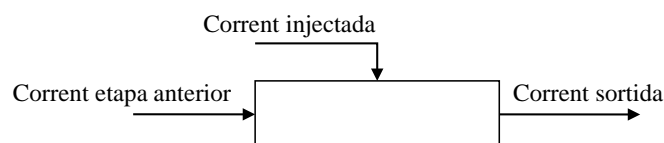


Figura 5.7.1. Esquema d'injecció en el reactor.

Per a calcular l'energia dels corrents es fa ús de:

$$w = T \sum F_i C_{p_i} \quad (5.7.25.)$$

Per tant;

$$T_s \sum F_{Si} C_{p_{Si}} = T_E \sum F_{Ei} C_{p_{Ei}} + T_I \sum F_{Ii} C_{p_{Ii}} \quad (5.7.26.)$$

On la única incògnita és  $T_s$ . No obstant, les capacitats calorífiques en el corrent de sortida depenen de la temperatura a la sortida. Motiu pel qual cal fer ús de mètodes numèrics per a resoldre l'equació.

### 5.7.5. Límits d'explosivitat

Per escollir els cabals d'entrada al reactor i la configuració més adient, un dels factors que s'ha d'analitzar és el límit d'explosivitat.

Existeix una ampla bibliografia que estudia els límits d'explosivitat de diferents productes químics. No obstant, la gran majoria dels estudis tendeixen a centrar-se en les condicions atmosfèriques, és a dir, pressió i temperatura ambientals i amb la proporció d'oxigen present en l'aire. En el reactor estudiat no es compleix cap d'aquestes condicions, ja que s'opera amb gasos a alta temperatura i amb unes concentracions d'oxigen molt diferents a les atmosfèriques.

Tota mescla d'oxigen i combustible té dos punts a destacar, el *Upper Explosive Limit* (UEL) i el *Lower Explosive Limit* (LEL). Aquests dos factors es troben expressats en percentatge volumètric de combustible a la mescla, de manera que si el nivell de combustible es troba per sobre del UFL o per sota del LEL la mescla no serà explosiva, encara que existeixi una font d'ignició.

Un altre factor clau és que per a tot combustible existeix una concentració mínima d'oxigen per tal de que es pugui produir flama, aquesta concentració es denomina *Minimum Oxygen Concentration* (MOC) i es troba representat en percentatge volumètric d'oxigen en el reactor.

En el cas del reactor modelitzat, la concentració d'oxigen i combustible és molt variable al llarg de la reacció, així com la composició del combustible i les condicions a l'interior del reactor. Per aquest motiu, en base a la bibliografia existent (ref.16), s'ha desenvolupat un mètode per predir de manera aproximada el UEL, LEL i MOC en qualsevol punt del reactor.

Aquest es comença buscant bibliogràficament els valors de LEL i UEL a pressió i temperatura atmosfèriques dels components combustibles presents en el reactor (ref.27), que

són l'orto-xilè, l'orto-tolualdehid, la ftalida, l'anhídrid ftàlic, el monòxid de carboni i l'anhídrid maleic.

Degut a que la composició de la mescla de combustibles en el reactor anirà variant, es calculen els valors de LEL i UEL de la mescla seguint la llei de Le Chatelier:

$$LEL_{MIX} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{LEL_i}} \quad (5.7.27.)$$

$$UEL_{MIX} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{UEL_i}} \quad (5.7.28.)$$

No obstant, encara que aquests valors corresponen al LEL i UEL de la mescla, només són vàlids per a condicions atmosfèriques. Per tant, el següent pas implica corregir els seus valors per a que siguin els corresponents a les condicions del reactor.

Els efectes de la temperatura sobre els límits d'explosivitat es poden estimar coneixent les energies de combustió i els efectes de la pressió sobre el UEL es poden trobar bibliogràficament (ref.16) per a pressions moderades, tot i que es poden considerar negligibles els canvis provocats en el LEL. Conegudes les correccions a realitzar, s'obtenen les equacions següents.

$$LEL_T = LEL_{Tref} \left[ 1 - 0.75 \frac{(T - T_{ref})}{E_{Combustió}} \right] \quad (5.7.29.)$$

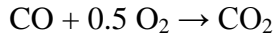
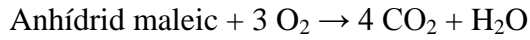
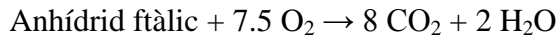
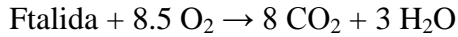
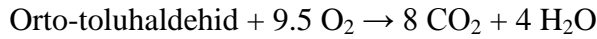
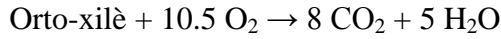
$$UEL_{T,P} = UEL_{Tref} \left[ 1 + 0.75 \frac{(T - T_{ref})}{E_{Combustió}} \right] + 20.6 \cdot [\log_{10}(P + 1)] \quad (5.7.30.)$$

Per tal de trobar l'energia de combustió de la mescla, s'avalua l'energia de combustió de cadascun dels components i es fa la mitjana ponderada mitjançant les seves fraccions molars en el combustible.

$$E_{Combustió \text{ mescla}} = \sum_{i=1}^n y_i \cdot E_{Combustió i} \quad (5.7.31.)$$

Un cop trobats el LEL i UEL de la mescla en les condicions del reactor es procedeix a estimar el MOC per tal de trobar els límits d'explosivitat per concentracions d'oxigen i inert diferents de les atmosfèriques.

Es coneix que el MOC coincideix amb la proporció estequiomètrica necessària d'oxigen en relació al combustible en les diferents reaccions de combustió. Les reaccions de combustió per a tots els components presents en el reactor es troben a continuació:



De manera que per trobar l'Oxigen Estequiomètric de la Mescla (OEM) es realitza una mitjana ponderada amb les fraccions molars de cadascun dels combustibles:

$$\text{OEM} = \sum_{i=1}^n y_i \cdot \text{Oxigen Estequiometric}_i \tag{5.7.32.}$$

Per tal de trobar el valor del MOC i la zona d'inflamabilitat, s'utilitza la simplificació exemplificada en la figura següent.

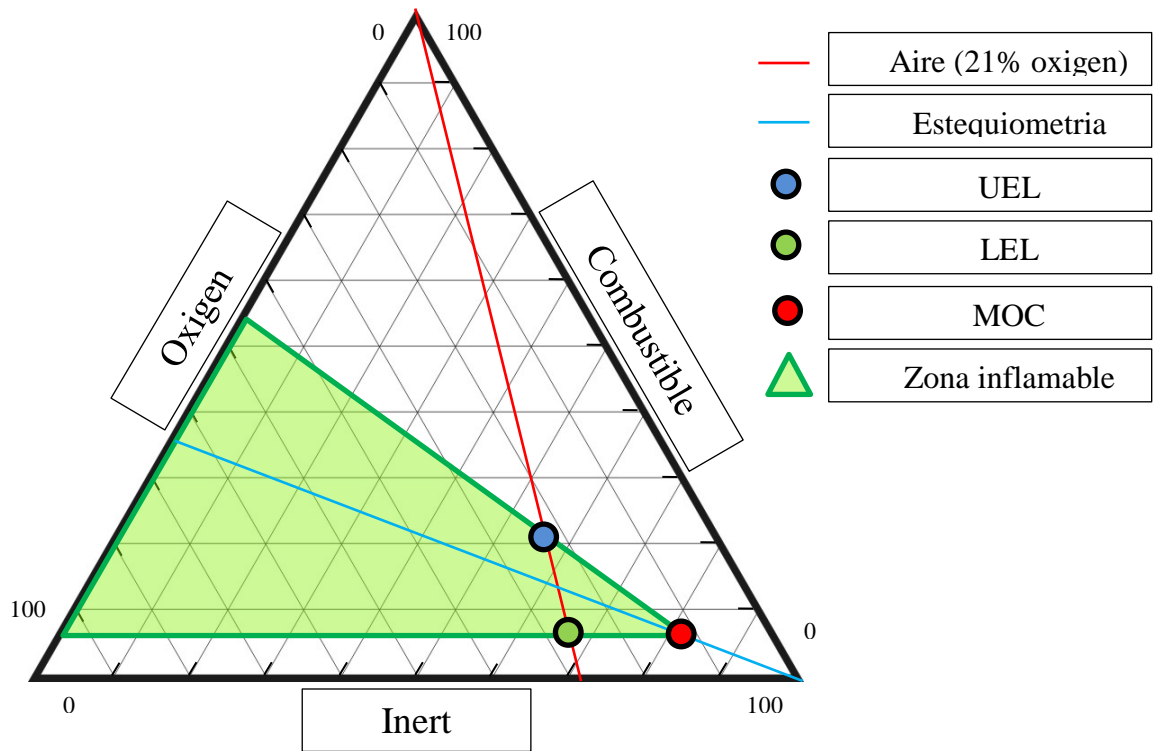


Figura 5.7.2. Diagrama d'inflamabilitat conceptual.

En aquesta simplificació s'assumeix que el MOC, a més de coincidir amb la proporció estequiomètrica de la combustió, coincideix amb el mateix nivell de combustible que el LEL (ref.25) (ref.26). Per tant, és possible predir el MOC mitjançant:

$$\text{MOC} = \text{LEL} \cdot \text{OEM} \tag{5.7.33.}$$

Un cop obtingut el MOC, es pot simplificar l'àrea d'inflamabilitat de la mescla com el triangle format entre els límits d'explosivitat i el MOC, prolongant els costats del triangle

formats per la unió del MOC amb els punts UEL i LEL fins a la inexistència d'inert, tal i com es mostra a la figura 5.7.2.

Finalment, per determinar els límits d'explosivitat només cal trobar les interseccions entre els límits de l'àrea d'inflamabilitat i una línia que representi la proporció d'oxigen i inert present a la mescla. Aquestes interseccions s'han descrit mitjançant les següents equacions:

$$LEL = \frac{MOC}{OEM} - \frac{LEL_{aire} - \frac{MOC}{OEM}}{(100 - LEL_{aire}) \cdot 0.21 - MOC} \cdot (MOC + \%O_2) \quad (5.7.34.)$$

$$UEL = \frac{MOC}{OEM} - \frac{UEL_{aire} - \frac{MOC}{OEM}}{(100 - UEL_{aire}) \cdot 0.21 - MOC} \cdot (MOC + \%O_2) \quad (5.7.35.)$$

No obstant, tenint en compte que s'ha simplificat el MOC com el producte entre el LEL i el OEM, 5.7.32. (ref.25) (ref.26) i el LEL roman sempre constant, només fa falta aplicar les correccions per a la temperatura.

Per últim, cal destacar que la proporció d'oxigen, la composició dels diversos components combustibles i les condicions de pressió i temperatura canvien en cada punt del reactor. Per tant, tot aquest procés s'ha de repetir en cadascun dels punts del reactor.

## 5.8. Resolució del model

Per tal de resoldre el model exposat a l'apartat 5.7. es fa ús del programa de computació numèrica *Scilab 5.4.1*. Per a més informació sobre el software, la seva obtenció i els codis utilitzats consultar l'annex A disponible al CD adjunt.

Per tal de simplificar el codi, aquest s'ha separat en diverses parts i funcions que són cridades des d'un codi principal. La descripció d'aquestes parts es troba tot seguit.

Un fitxer de dades, amb totes les propietats dels components i totes les condicions característiques del reactor. Una funció que desenvolupa les equacions diferencials per tal que puguin ser resoltes. Una funció que mitjançant el mètode numèric de la bisectriu trobi la temperatura resultant de realitzar una mescla. Una funció que defineixi dades inicials abans de resoldre les equacions diferencials per a cadascuna de les diferents etapes d'injecció d'oxigen.

La resolució del sistema d'equacions diferencials s'ha realitzat mitjançant la funció *ode*, una interfície amb diversos resoladors, en particular l'ODEPACK, que és una col·lecció de resoladors en *Fortran* que es troba inclòs dins del programa utilitzat.

Al llarg del codi s'han introduït quantioses notes amb la intenció de facilitar la seva comprensió i la identificació d'errors.

## **5.9. Resultats**

En aquest apartat es presenten els resultats de la modelització de cadascun dels reactors, així com les petites variacions del model general utilitzades.

### **5.9.1. Reactor adiabàtic amb injeccions intermèdies**

La primera alternativa que s'ha estudiat ha sigut un reactor adiabàtic. El disseny no es basa en evitar de manera estricta pèrdues de calor sinó en que el reactor manca de sistema de refrigeració i, per tant, les pèrdues del reactor amb l'exterior són considerades negligibles.

La reacció és altament exotèrmica, per tant, com que el reactor no es troba refrigerat és necessari disminuir la temperatura de la mescla interna, ja sigui per evitar la desactivació del catalitzador com per garantir la integritat física del reactor. Per aquest motiu, s'ha plantejat separar la reacció en diversos reactors en sèrie, de disseny tubular i amb refrigeració entre etapes. S'han estudiat dues alternatives per a efectuar la refrigeració del reactor, l'ús d'intercanviadors de calor o la injecció d'aire entre cada reactor.

L'ús d'intercanviadors de calor s'ha descartat a causa de que es requereixen grans superfícies d'intercanvi al tractar-se d'un fluid en fase gas i de que, al requerir d'un intercanviador després de cada reactor, es necessitarien una quantitat elevada d'equips, fet que incrementaria molt el cost i la complexitat del sistema de reacció.

Les injeccions d'aire entre reactors poden ser una solució, ja que al injectar aire a menor temperatura que la mescla, la temperatura disminueix. No obstant, degut a la naturalesa altament exotèrmica de la reacció, els cabals a afegir són considerablement elevats, fet que provoca que el cabal a l'interior dels reactors sigui cada vegada més gran generant un augment de la velocitat interna fins a arribar a punts intolerables, que no només perjudicaria la integritat del catalitzador sinó que també generaria unes pèrdues de càrrega molt altes.

Un altre dels inconvenients que planteja aquesta alternativa de disseny és que tota la reacció té lloc dins dels límits d'explosivitat. Una de les possibilitats que podrien solucionar aquest problema seria la injecció de tot l'oxigen necessari a l'inici de la reacció per tal d'operar per sota del límits d'explosivitat, però aquesta acció incrementaria el cabal a

l'interior dels reactors agreujant encara més els resultats sobre les velocitats i pèrdues de càrrega descrits anteriorment.

Un altre possible inconvenient és que la temperatura en els primers reactors augmenta de manera molt sobtada, requerint de reactors molt curts per tal de mantenir la temperatura controlada. Tot i això, representen un problema d'estabilitat, ja que un petit canvi en les condicions d'entrada provocaria una pèrdua de control sobre la temperatura de reacció.

### **5.9.2. Reactor refrigerat d'una sola etapa**

Per tal de mantenir sota control la temperatura del reactor, es pot refrigerar seguint un model de tub i carcassa. El catalitzador en forma de pellets es trobarà dipositat a l'interior dels tubs i per carcassa circularà un refrigerant capaç d'operar a altes temperatures, en aquest cas, sals foses.

Es treballa amb tubs d'una polzada de diàmetre per facilitar l'intercanvi de calor i amb el corrent de sals circulant a contracorrent per tal d'assegurar la màxima eficiència d'intercanvi.

No obstant, la temperatura de la mescla interna augmenta al principi del reactor però ràpidament disminueix fins a arribar al nivell de la temperatura del refrigerant. Aquest fet té lloc en dues etapes ben diferenciades, a l'inici de la reacció s'emet més calor de la que es pot intercanviar amb el refrigerant però, conforme avança la reacció, la velocitat de la reacció disminueix arribant a equilibrar la generació d'energia amb l'intercanvi de calor. A partir d'aquest punt, la reacció emet menys energia de la que s'està intercanviant i, per tant, la temperatura del reactor disminueix fins a ser propera a la temperatura del refrigerant.

Això és un problema, ja que per tal d'assegurar una bona cinètica de reacció aquesta s'ha d'efectuar a alta temperatura. De qualsevol altra manera es desaprofitarà gran part del reactor. Amb el fi d'evitar que la temperatura del reactor disminueixi tan ràpidament només hi ha tres alternatives viables: augmentar la quantitat d'inerts presents al reactor, disminuir el cabal de refrigerant o canviar la geometria del reactor.

Augmentar la quantitat d'inerts fa que sigui més difícil per a la reacció arribar a la seva temperatura màxima però, a l'augmentar el cabal, també fa més difícil l'intercanvi de calor amb el refrigerant provocant que la temperatura mitjana del reactor sigui superior i els canvis de temperatura siguin menys sobtats. Malgrat que pot semblar una bona alternativa, s'ha descartat perquè implica un important sobredimensionat de l'equip, un cost extra en matèries

primeres i un problema més endavant en el procés ja que el corrent de sortida caldrà separar-lo en un condensador parcial. Tot i que aquest equip queda fora de l'abast del projecte, és un equip el cost d'operació i construcció del qual dependrà en gran mesura de la concentració de producte i, per tant, resulta imprescindible reduir en la mesura del possible la quantitat d'inerts presents en la reacció.

Disminuir el cabal de refrigerant provoca un increment en la temperatura màxima del reactor, augmentant la temperatura mitjana a l'interior del reactor i trigant més a refredar-se fins a la temperatura del refrigerant. L'únic inconvenient és que el catalitzador es comença a desactivar quan s'apropa als 500°C motiu pel qual existeix un cabal mínim de refrigerant.

Modificar la geometria d'un reactor pot arribar a ser molt complex. No obstant, en el següent apartat s'estudiarà la possibilitat de realitzar la reacció en diversos reactors amb geometries diferents.

Respecte als límits d'explosivitat, aquest model de reactor presenta un problema. Al tractar-se d'un únic reactor, cal injectar tot l'oxigen necessari a l'entrada situant la mescla dins dels límits d'explosivitat, generant un greu problema de seguretat.

Per últim, en el millor disseny possible per a aquest reactor es requereixen aproximadament d'unes 50 tones de catalitzador per efectuar la reacció. Això dona lloc a un equip d'unes dimensions fora dels límits tolerables. Per tant, el reactor s'ha de separar en diversos reactors en sèrie, el que obre la possibilitat de realitzar injeccions d'oxigen entre els reactors i a canviar la geometria d'aquests.

### **5.9.3. Disseny amb diversos reactors**

Tenint en compte els problemes de disseny detectats en els reactors estudiats amb anterioritat, és necessari realitzar injeccions d'oxigen al sistema de reacció per tal d'evitar cabals excessius, que provoquen velocitats i pèrdues de carrega elevades, i que la mescla interna del reactor es trobi dins dels límits d'explosivitat.

A la bibliografia es poden trobar dissenys de reactors amb injeccions intermèdies d'oxigen (ref.5). No obstant, considerant la magnitud dels cabals als que opera la planta s'ha decidit optar per un disseny format per diferents reactors en sèrie.

### 5.9.3.1. Primer reactor

Per tal d'evitar treballar dins dels límits d'explosivitat s'han realitzat diverses proves en un reactor similar al descrit a l'apartat 5.9.2.. La injecció d'inert augmenta el cabal general del reactor, però disminueix els límits d'explosivitat, motiu pel qual s'ha decidit aportar oxigen al reactor mitjançant aire atmosfèric. D'aquesta manera, s'abarateixen els costos en matèries primes al mateix temps que es disposa d'una font d'inert.

S'ha escollit un cabal d'aire de tal manera que el percentatge de combustible a l'entrada del reactor estigui un 3% per sobre del límit superior d'explosivitat. Amb l'objectiu de seleccionar el cabal d'aire injectat s'analitzen els seus efectes sobre els límits d'explosivitat i el percentatge de combustible.

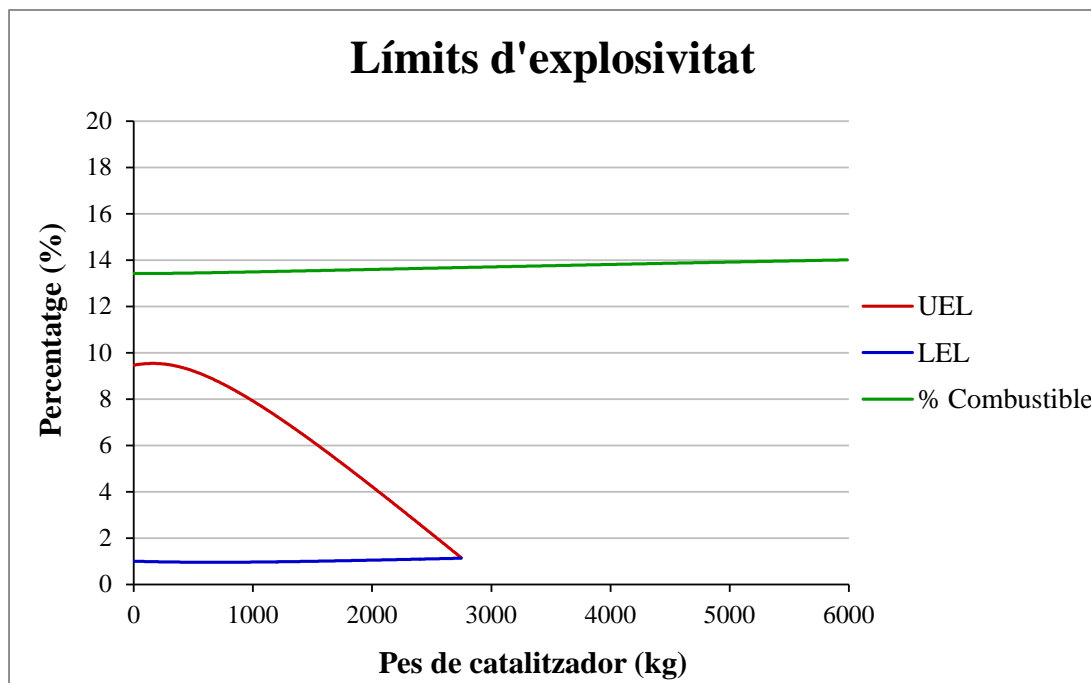


Figura 5.9.1. Límits d'explosivitat del reactor R-101.

Si es disminueix el cabal d'aire es treballa encara més per sobre del UEL, però el reactor es queda abans sense oxigen i, per tant, és necessari aportar oxigen més aviat. Degut a la falta d'oxigen la reacció no ha pogut avançar gaire, així que no s'han format grans quantitats d'inert, és a dir, productes de combustió. Això implica que la següent injecció d'aire també haurà de ser d'un cabal reduït. Tots aquests fets porten a requerir de més reactors de dimensions reduïdes.

En cas contrari, si s'augmenta el cabal d'aire l'oxigen triga més en exhaurir-se però el reactor treballa més proper o dins dels límits d'explosivitat. Per tant, s'ha escollit un 3% ja

que es considera un bon equilibri entre les dos opcions.

Una altra alternativa seria operar per sota del límit inferior d'explosivitat, però per aconseguir-ho és requereix una injecció molt gran d'aire. Com que aquest fet va en contra de la filosofia de disseny escollida de treballar amb el mínim cabal possible, es descarta aquesta alternativa.

Conforme progressa la reacció es produeixen una gran quantitat de productes de combustió, inerts que disminueixen la proporció d'oxigen al reactor fins arribar a estar per sota del MOC, punt en el que no hi ha suficient oxigen al reactor per a poder-se produir una flama.

La cinètica de la reacció no depèn significativament de la pressió parcial d'oxigen.(ref.10) (ref.11). Per tant, el reactor contindrà 6000 kg de catalitzador, suficient com per a exhaurir pràcticament tot l'oxigen present.

El catalitzador utilitzat és un catalitzador de  $\text{TiO}_2\text{-V}_2\text{O}_5$  (ref.11). Concretament s'han estudiat dos catalitzadors comercials descrits per Anastasov (ref.10), el catalitzador O-426 i una versió menys activa i més tolerant a altes concentracions, el catalitzador O-428. Al tractar-se del primer reactor, interessa una menor activitat per a evitar augments massa sobtats de la temperatura i la major tolerància possible a altes concentracions, ja que és on es concentra la major quantitat de reactiu.

També s'ha dut a terme un estudi del sistema de refrigeració del reactor. Tot i que és interessant operar a la màxima temperatura possible, ja que augmenta la cinètica de la reacció, cal controlar la temperatura mitjançant un refrigerant, en cas de no fer-ho la temperatura pot arribar a ser massa elevada i el catalitzador pateix una ràpida deterioració. Per altra banda, en cas d'utilitzar un cabal de refrigerant excessiu, la temperatura del reactor disminueix i la reacció no progressa (ref.10). Considerant tots aquests aspectes i, coneixent que el catalitzador es desintegra a partir dels 500°C, s'ha fixat una temperatura màxima d'operació de 470 °C, donant un marge de seguretat.

Després de realitzar varies proves s'ha decidit fer ús de tubs de 1.5 polzades per a l'interior del reactor, ja que combinen un bon intercanvi de calor amb una bona resistència mecànica. Fixada la superfície d'intercanvi, només existeix un cabal de refrigerant possible per evitar que en cap moment la temperatura superi el límit màxim. Per reduir el cabal necessari s'ha decidit operar a contracorrent, ja que augmenta l'eficiència de l'intercanvi. A continuació es poden observar els resultats obtinguts, tal com s'ha descrit, existeix un pic de temperatura just per sota de la temperatura màxima. El reactor és geomètricament com un intercanviador de tubs i carcassa amb un pas per carcassa.

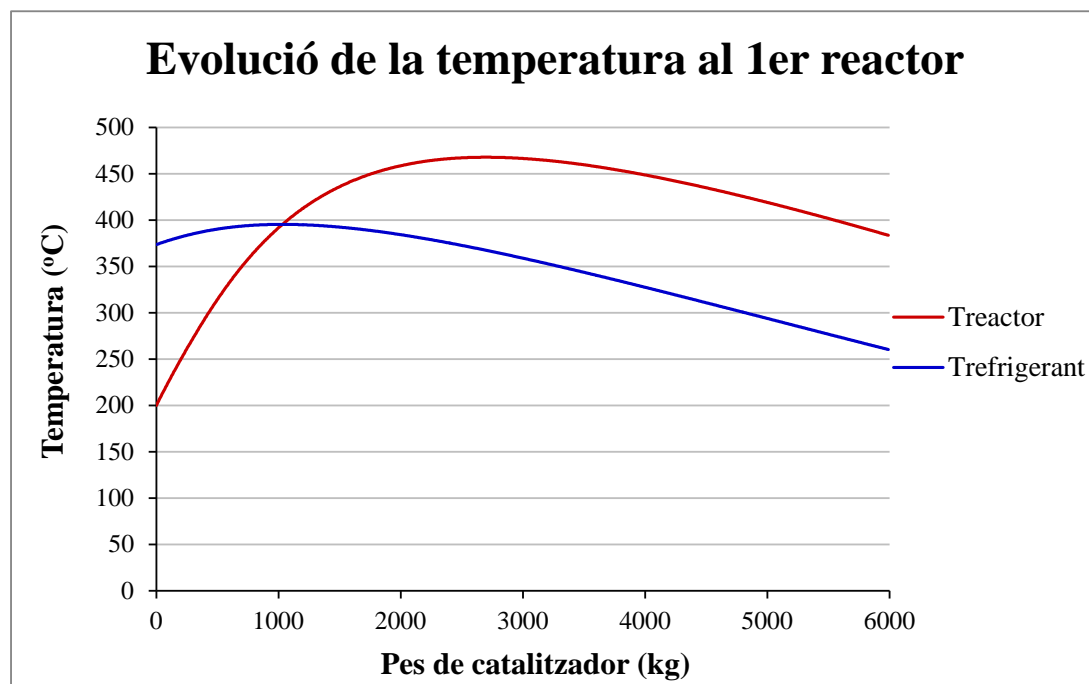


Figura 5.9.2. Evolució de la temperatura de la mescla de reacció i del refrigerant del reactor R-101.

### 5.9.3.2. Segon Reactor

Es troba situat en sèrie després del primer reactor, l'entrada d'aquest és molt més rica en inerts, el que permet la injecció d'un cabal d'aire major.

El segon reactor s'ha dissenyat de forma anàloga al primer, procurant que sempre s'operi aproximadament un 3% per sobre del límit d'explosivitat i dimensionant el reactor de manera que l'oxigen present no arribi a exhaurir-se del tot. En aquest cas conté 10000kg de catalitzador O-428. S'ha optat per aquest i no pel O-426 per tal d'evitar un ràpid augment de la temperatura. Al igual que en el primer reactor es farà ús de canonades de 1.5 polzades, de manera que s'ha determinat el cabal de refrigerant necessari per mantenir la temperatura per sota de 470°C.

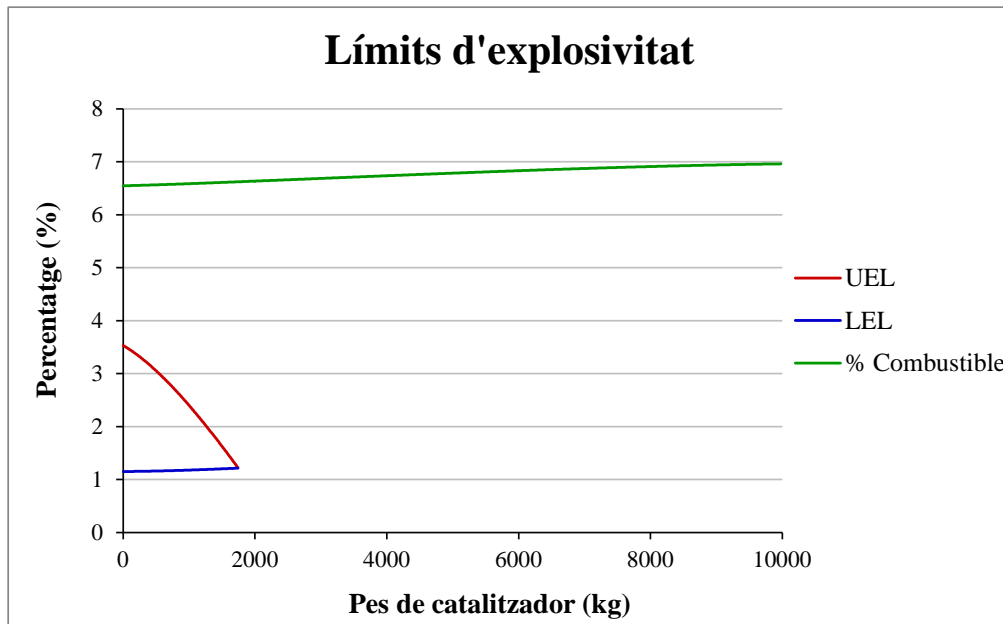


Figura 5.9.3. Límits d'explosivitat del reactor R-102.

Per tal d'arribar a aquestes conclusions, s'han realitzat els mateixos estudis que en el disseny del primer reactor. Cal destacar que s'ha utilitzat la mateixa temperatura d'entrada del refrigerant que en el primer reactor i s'ha procurat, mitjançant canvis en el cabal i diàmetre dels tubs, que la temperatura de sortida del refrigerant sigui similar a la del primer reactor, de manera que es pugui fer ús del mateix sistema de refrigeració.

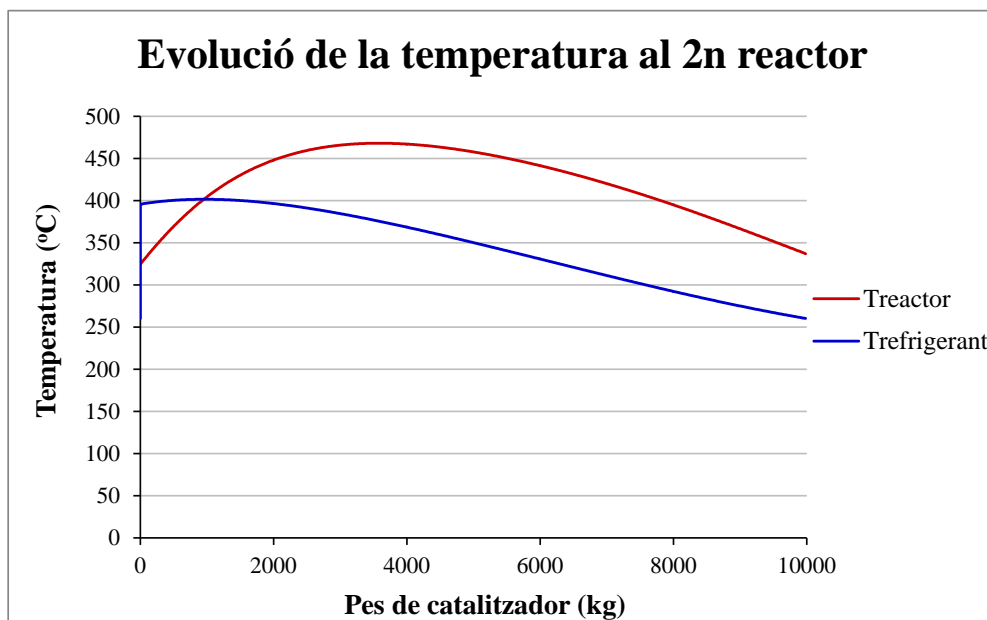


Figura 5.9.4. Evolució de la temperatura de la mescla de reacció i del refrigerant del reactor R-102.

Al igual que el primer reactor aquest també es un intercanviador de tubs i carcassa d'un

sol pas per carcassa, amb el catalitzador immobilitzat a l'interior dels tubs i el refrigerant circulant per carcassa.

### 5.9.3.3. Tercer Reactor

Es troba situat en sèrie després del segon reactor, l'entrada d'aquest és encara més pobre en combustible i més rica en inerts.

En aquest reactor s'injecta l'aire necessari per acabar la reacció sense preocupacions amb els límits d'explosivitat, ja que degut a la forta presència d'inerts mai s'arriba a estar per sobre del MOC.

El disseny s'ha realitzat seguint el mateix procediment que en el primer i segon reactor. En aquest cas, s'ha finalitzat la reacció quan s'ha assolit una alta conversió i allargar la reacció suposa un baix rendiment.

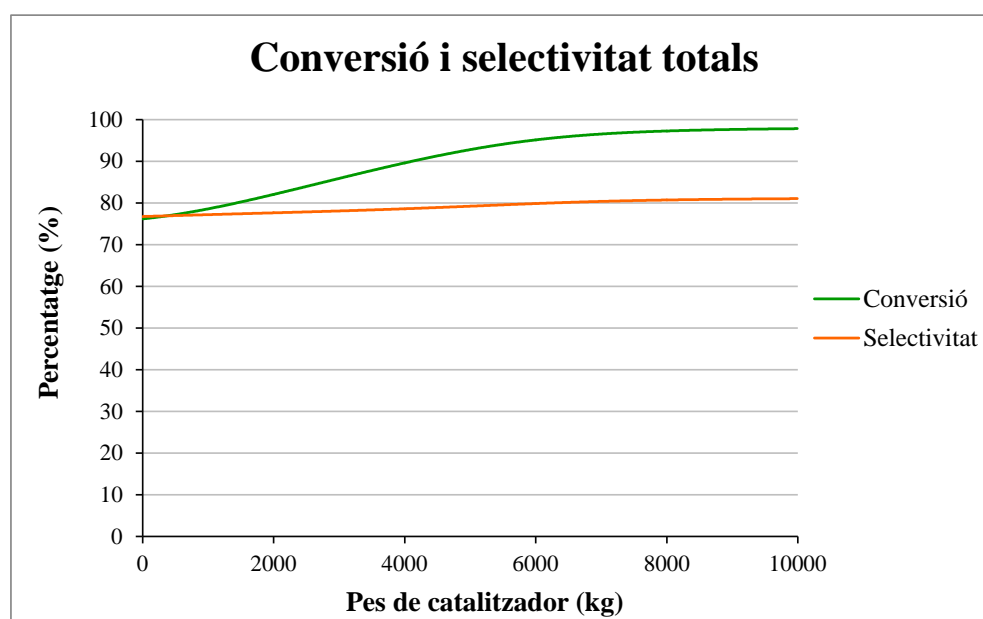


Figura 5.9.5. Evolució de la conversió i selectivitat en el reactor R-103.

Per tal de trobar el punt més adequat en el que acabar la reacció s'han dut a terme diverses proves canviant les dimensions del reactor, el cabal de refrigerant i el diàmetre dels tubs. No obstant, s'ha inclòs una restricció per tal de simplificar i abaratir el sistema de refrigeració, la temperatura d'entrada del refrigerant ha de ser la mateixa que en els altres reactors, i la temperatura de sortida ha de ser similar, així el sistema de refrigeració podrà ser comú per a tots tres reactors.

D'aquesta manera, per tal d'operar a una temperatura màxima de 470°C i que la temperatura de sortida del refrigerant sigui similar a la dels altres reactors, s'opera amb

10000kg de catalitzador O-426, ja que degut a la baixa quantitat de combustible resulta interessant operar amb el catalitzador més actiu possible. Al igual que en els reactors anteriors s'utilitzen tubs de 1.5 polzades, cal destacar que no és una imposició de disseny, sinó que en els tres reactors resulta la millor combinació de volum per unitat de superfície per tal de complir amb els requeriments d'intercanvi d'energia i d'augment de temperatura.

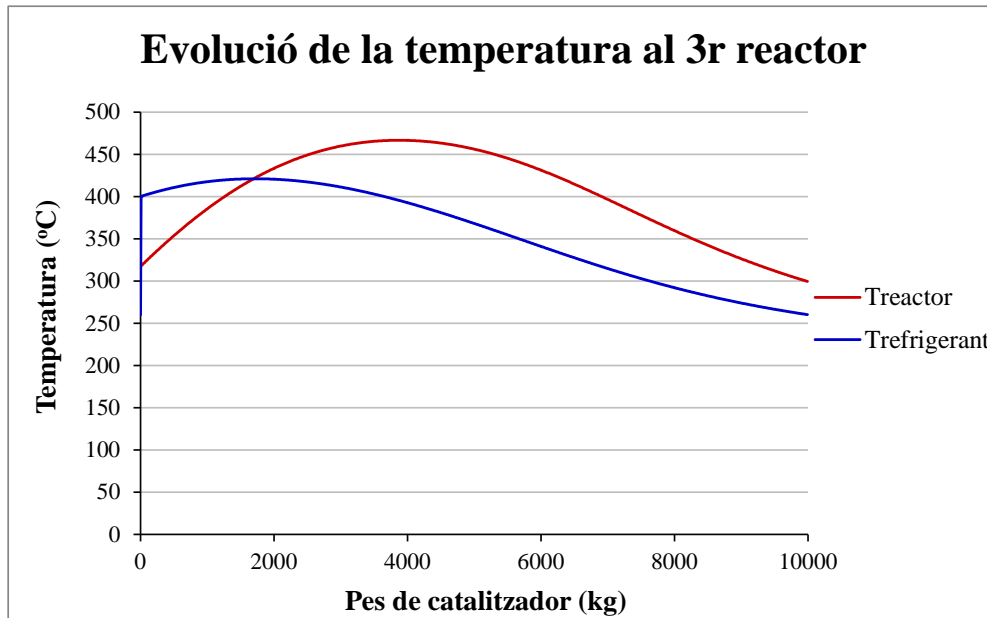


Figura 5.9.6. Evolució de la temperatura de la mescla de reacció i del refrigerant del reactor R-103.

Aquest reactor també es tracta d'un intercanviador de tubs i carcassa d'un sol pas per carcassa, el catalitzador en el costat de tubs i el refrigerant circulant per carcassa.

#### 5.9.3.4. Disseny mecànic dels reactors. [Harguindevy]

Per al disseny mecànic dels reactors s'ha partit de que es un equip similar a un intercanviador tub i carcassa, i per tant s'ha fet ús el software *EDR Mechanical* per a les etapes inicials de disseny.

Els tres reactors son equips molt similar mecànicament entre ells, per tant les bases de disseny que s'exposen a continuació són comunes en tots ells. Per a mes informació sobre els resultats específics de cada equip a l'apartat 4.2.3. es troben detallades les especificacions per separat.

S'ha consultat a experts sobre materials a alta temperatura, així com als fabricants de les sals foses utilitzades com a refrigerant, determinant que la millor opció possible es un acer inoxidable 316, tant el costat de tubs com en el costat de carcassa.

S'ha partit de les dades que proporciona la normativa TEMA per al disseny d'un intercanviador de tubs i carcassa tipus AET. S'ha escollit un capçal superior o frontal de tipus A ja que permet un fàcil desmuntatge i accés als tubs, lloc on es troben els pellets de catalitzador. La carcassa de tipus E s'ha escollit per la seva senzillesa i facilitat de manteniment, el qual és important tenint en compte que les sals foses ja afegeixen força complexitat al manteniment de l'equip.

Per últim el capçal inferior o de retorn escollit ha sigut un de tipus T, aquest tipus de capçal flotant permet l'ús de tubs lineals encara que existeixin grans diferències de temperatura, permetent que la placa tubular es pugui desplaçar dins de la carcassa sense afectar a la integritat ni estanquitat de l'equip.

Es tracta de un equip força gran i per tal d'evitar que els tubs pateixin estrès per flexió, l'equip s'instal·larà de forma vertical. Per tal d'evitar la migració de pellets de catalitzador entre els tubs del reactor en el capçal, el gas de procés serà introduït per el capçal superior.

Amb la finalitat d'aguantar el catalitzador als tubs s'ha dissenyat una placa que anirà per sota de la placa tubular. El catalitzador esta en forma d'esferes de 6 mm de diàmetre de forma que per tal d'evitar que obstrueixi la placa on s'aguanta, la placa s'ha dissenyat en forma de reixa romboide, de forma que les esferes mai poden arribar a obstruir-la.

L'estructura serà a 30° amb plaques de 0.5 mm d'espessor, 6 mm d'espaiat i 10mm d'espessor de placa, tal i com es mostra a la figura següent.

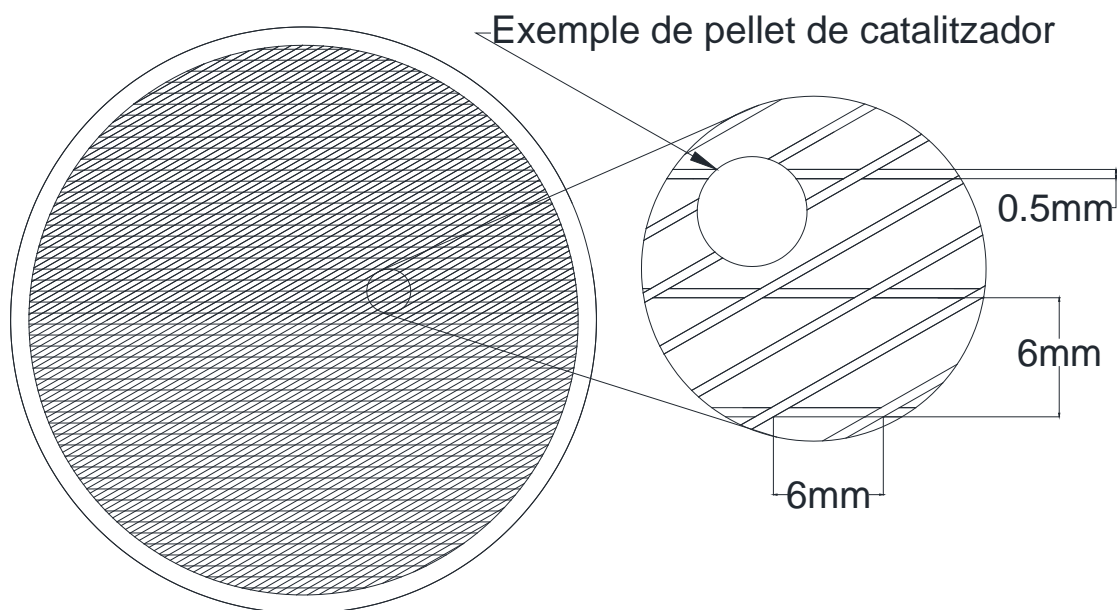


Figura 5.9.7. Detall de la placa per aguantar el catalitzador utilitzada en els reactors R-101, R-102 i R-103.

Per tal d'assegurar la correcta distribució del gas entre els tubs es necessari crear una pèrdua de carrega a l'entrada de l'equip. Amb aquesta finalitat s'ha escollit una malla fina de SS 316 d'uns 100mm d'espessor (depèn del reactor en concret), que es deixarà reposar sobre la placa tubular del capçal superior del reactor.

El feix tubular s'ha dissenyat amb barres que permetin una correcta extracció per a les operacions de neteja i manteniment.

Les juntes dels reactors també s'han escollit d'inoxidable 316 ja que han d'aguantar grans temperatures i la presència de sals foses.

#### **5.9.3.5. Anàlisi d'alternatives.**

La major alternativa de disseny que s'ha estudiat és l'addició d'un reactor adiabàtic en sèrie.

La idea darrera d'aquesta alternativa és aprofitar el baix poder calorífic de la combustió en les etapes finals del reactor, així com la gran quantitat d'inert, per tal de poder assegurar que la temperatura no es dispara per sobre del límit tolerable. Així doncs, es pot utilitzar un reactor adiabàtic per tal d'augmentar la conversió de la reacció sense la necessitat d'afegir refrigeració, ni injeccions d'aire o inerts per mantenir la temperatura sota control evitant tots els problemes relacionats amb tenir grans cabals a l'interior del reactor.

Aquesta alternativa s'ha estudiat tant amb el catalitzador O-426 com amb el O-428, i el major problema amb la configuració descrita és que a la sortida del tercer reactor la conversió arriba aproximadament al 98%. Això implica que en el reactor adiabàtic la quantitat de combustible no té el poder calorífic necessari com per augmentar la temperatura suficientment per a obtenir una bona activitat i es requereixen grans quantitats de catalitzador per tal d'obtenir un augment molt lleuger en la conversió.

Per tal de poder aplicar aquesta alternativa és necessari eliminar el tercer reactor o, com a mínim, donar-li unes dimensions més reduïdes.

Eliminar el tercer reactor no és una alternativa viable, ja que la mescla encara és massa rica en combustible com per a poder-se dur a terme en un reactor adiabàtic, donant lloc als mateixos problemes descrits en l'anàlisi del sistema de reacció mitjançant l'ús de reactors adiabàtics, apartat 5.9.1.

Disminuir la quantitat de catalitzador present en el tercer reactor pot semblar una bona alternativa. No obstant, després de realitzar diverses simulacions, mantenint en tots els casos

les bases de disseny definides en l'apartat 5.9.3.3., s'ha trobat que resulta més ineficient en quant al pes de catalitzador necessari. Si es redueixen les dimensions del tercer reactor i es mantenen constants les temperatures d'entrada i sortida del refrigerant, la temperatura mitjana del reactor disminueix provocant un descens en la velocitat de la reacció. De manera que per aconseguir una conversió similar és necessària més quantitat de catalitzador i, arribats a aquest nivell de conversió, la massa de catalitzador requerida per a que la reacció progressi augmenta considerablement.

Aquest fet, en combinació amb l'augment en la quantitat d'equips necessaris que suposa i que resulta molt difícil argumentar la inversió en aquest reactor per tal d'augmentar la conversió tan sols un 1-1.5% descarten la utilització o addició d'un reactor adiabàtic.

### 5.9.3.6. Sumari de resultats

A continuació es mostren els resultats obtinguts amb la configuració final de la secció de reacció. Cal destacar que els canvis sobtats en les gràfiques impliquen un canvi de reactor amb injeccions intermèdies d'aire.

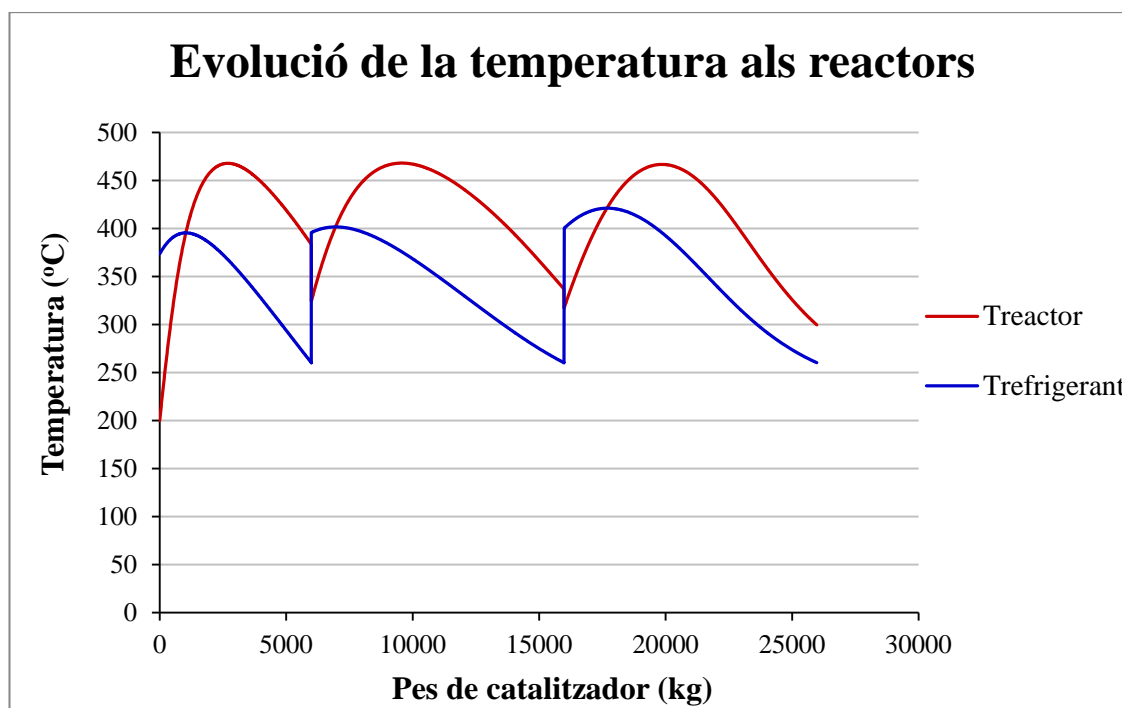


Figura 5.9.8. Evolució de la temperatura del reactor i del refrigerant.

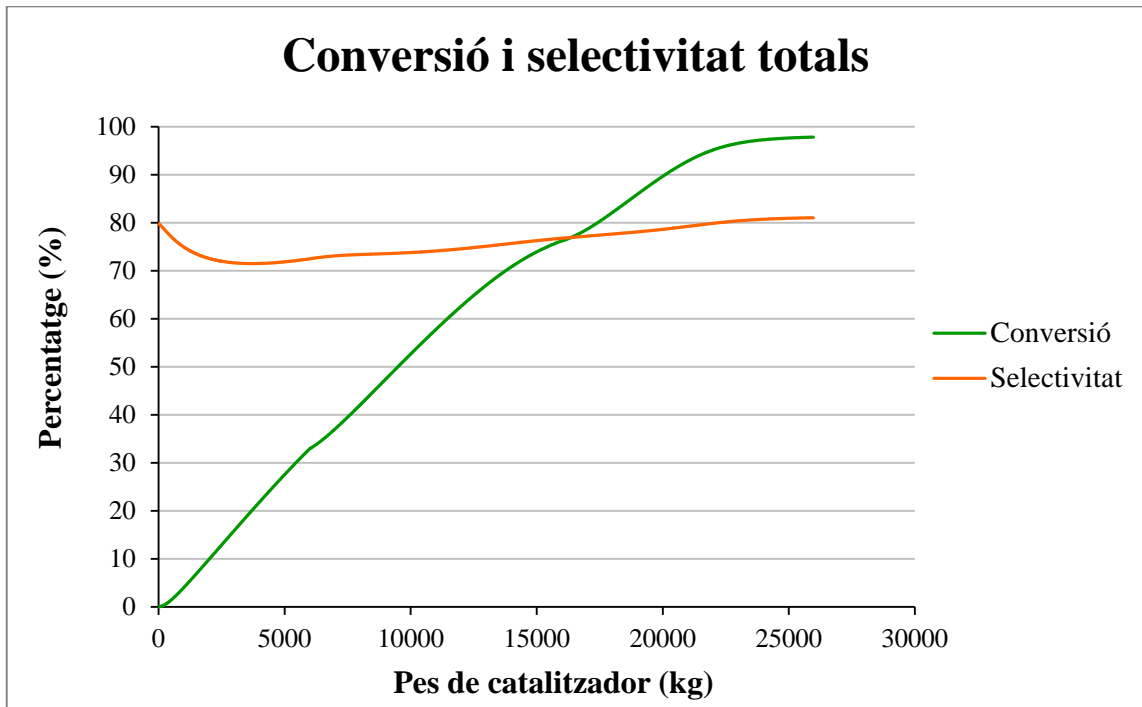


Figura 5.9.9. Evolució de la conversió i la selectivitat de l'anhídrid ftàlic.

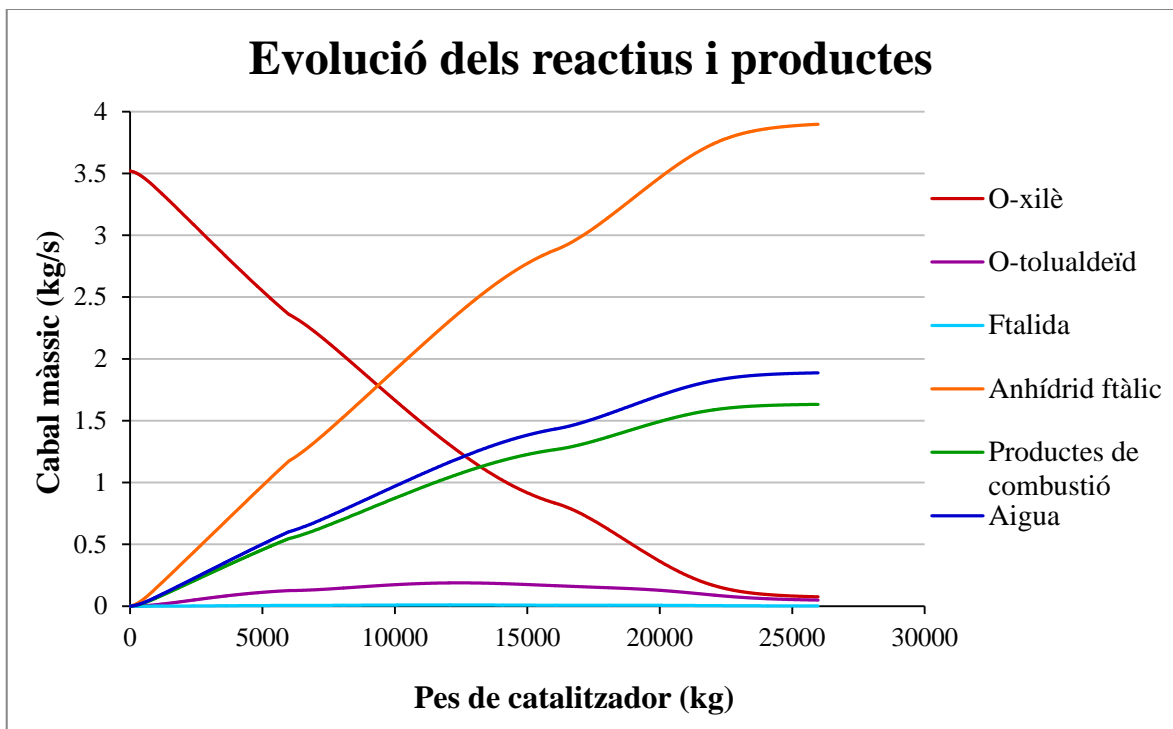


Figura 5.9.10. Evolució dels reactius i productes.

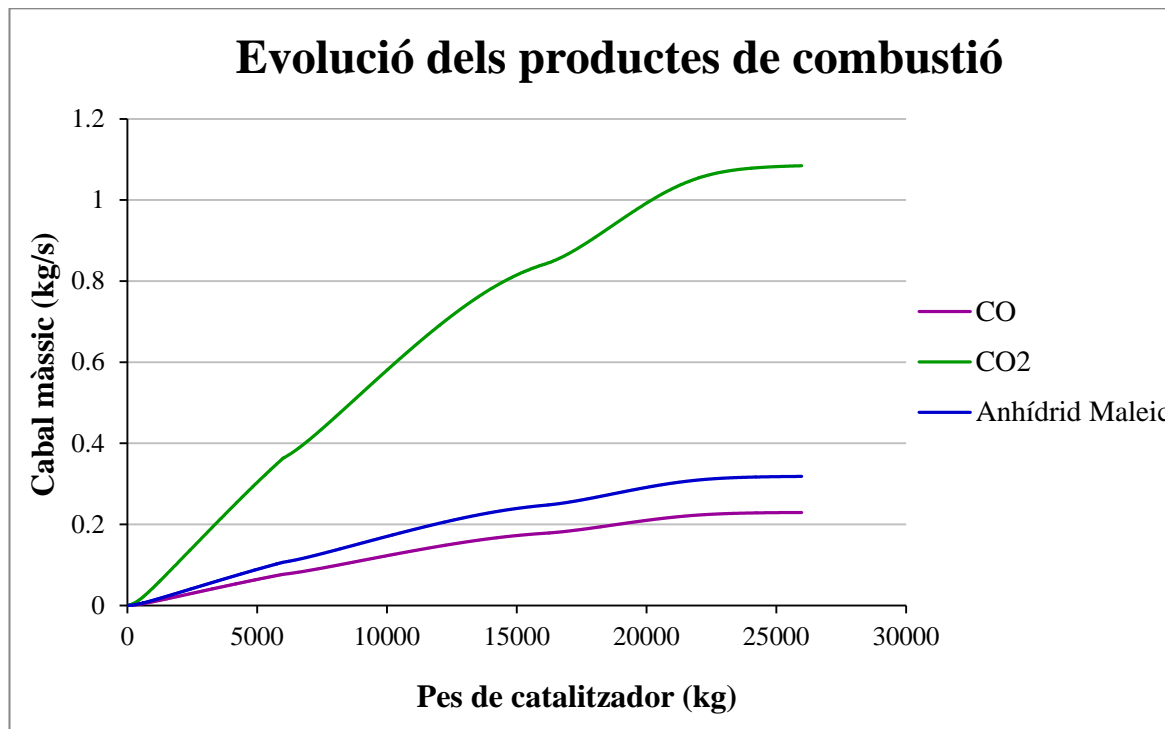


Figura 5.9.11. Evolució més detallada dels diferents productes de combustió.

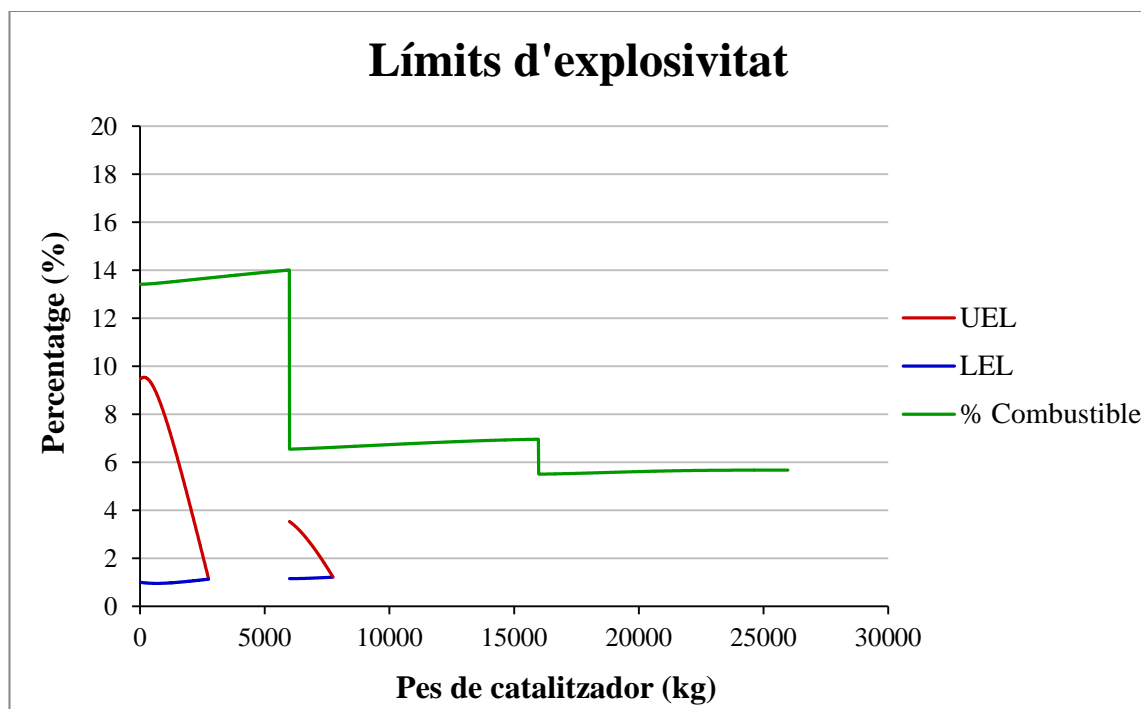


Figura 5.9.12. Límits d'explosivitat i percentatge de combustible en els reactors.

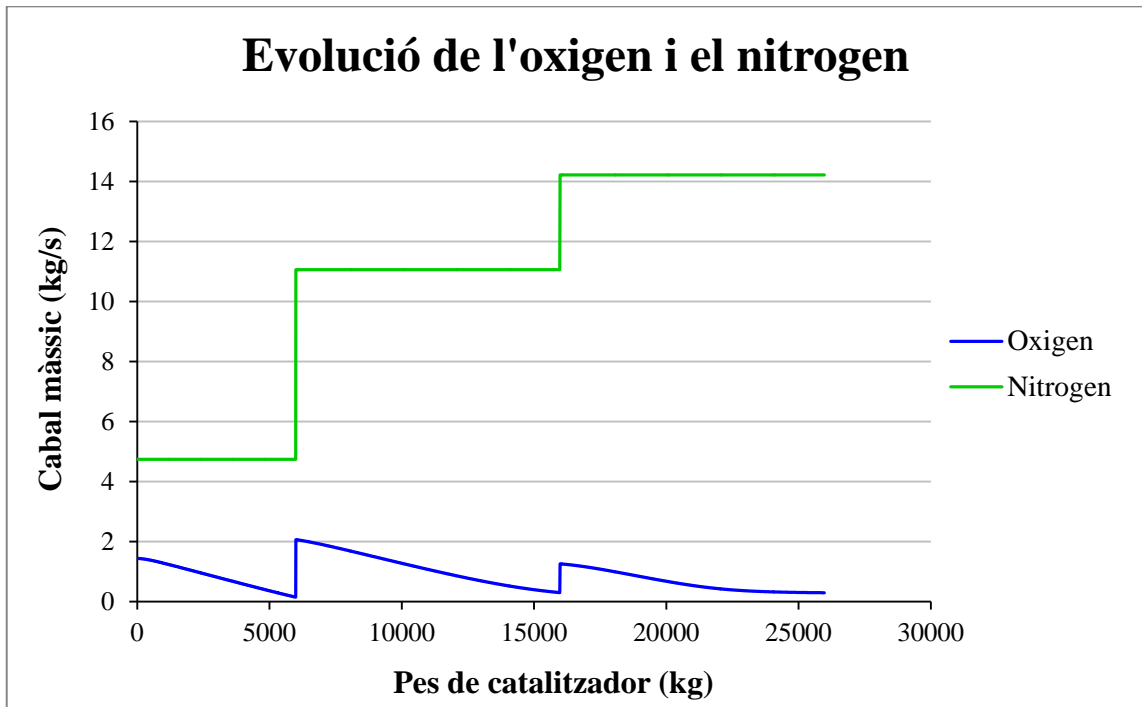


Figura 5.9.13. Evolució de l'oxigen i el nitrogen.

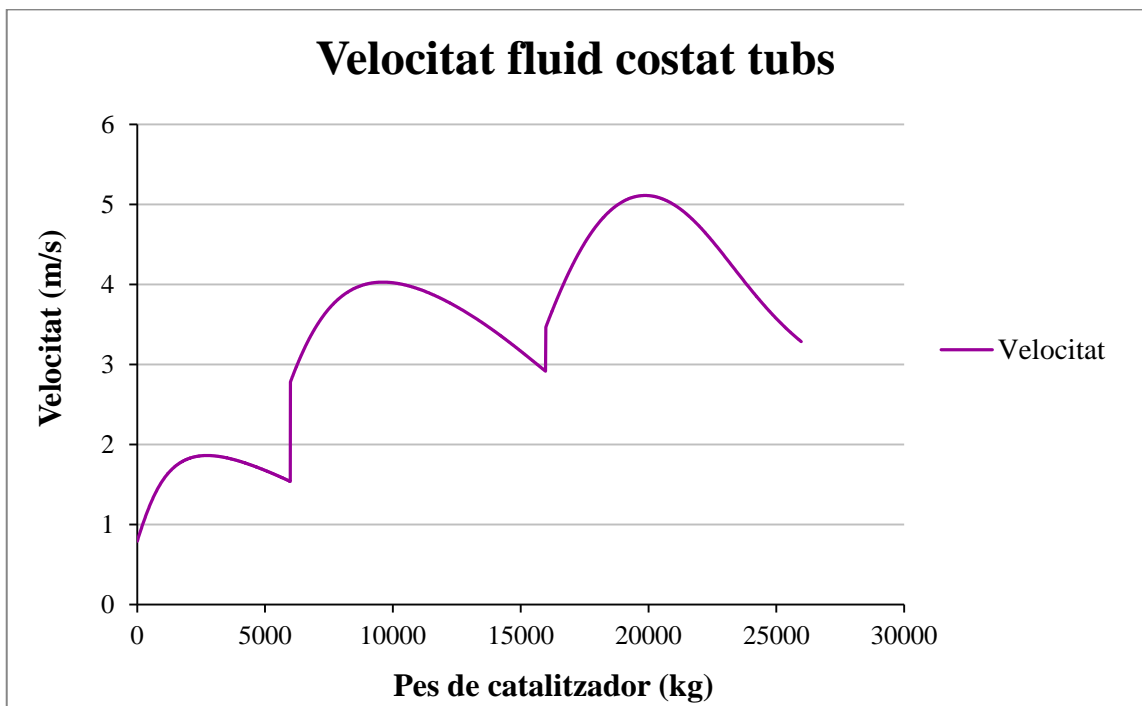


Figura 5.9.14. Evolució de la velocitat per l'interior dels tubs.



## **6. SEGURETAT EN EL DISSENY DE LES INSTAL·LACIONS [FAULO]**

### **6.1. Seguretat de processos**

#### **6.1.1. Anàlisi de risc preliminar**

A continuació es mostra l'anàlisi de riscos preliminar per als reactors R-101, R-102 i R-103. S'apliquen els mateixos riscos del nus 1, que correspon al reactor R-101, per als tres equips, excepte en alguns casos concrets, els quals s'han especificat en els nusos 2 i 3, corresponents als reactors R-102 i R-103 respectivament.

Taula 6.1.1. Hazop del sistema de reacció.

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic			UNIVERSITAT VIRGI
Revisat	A.González				
Aprovat	A.Harguindey				
214043					
ANÀLISI DE RISC PRELIMINAR DE LA ZONA DE REAC					
NUS	PARAULA CLAU	VARIABLE	POSSIBLES CAUSES	POSSIBLES CONSEQUÈNCIES	RE
1	No	Flux alimentació	Aïllament inadequat de la vàlvula CV-1102.	Aturada del procés Producte fora d'especificació i refredament reactor.	Tancar CV-12 refrige Les sal
	No	Flux aire	Aïllament inadequat CV-1204	Aturada del reactor La reacció no té lloc. Producte fora d'especificació	Ídem a
	No	Flux sals	Aïllament inadequat vàlvula CV-1201.	Augment de la temperatura per sobre la de disseny. Possible ruptura catastròfica.	Les sal canona S'activ d'encla nitroge
	No	Flux sals	No flux alimentació.	Les sals restants a la canonada solidificarien.	Les sal
	No	Flux sortida	Aïllament inadequat de la vàlvula GV-1202.	Augment de la pressió per sobre la de disseny.	Obertu
	Menys	Cabal alimentació	Fallida controlador PC-1101.	Disminució de la temperatura del reactor. Producte fora d'especificació.	Regula CV-12
	Menys	Cabal aire	Fallida del controlador CC-1201.	Producte fora d'especificació.	-
	Menys	Cabal sals	Fallida controlador TC-1201.	Augment de la temperatura de reacció. Possible ruptura catastròfica.	Accion 1201.

(Continuació taula 6.1.1. Hazop del sistema de reacció.)

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic			UNIVERSITAT VIRGI
Revisat	A.González				
Aprovat	A.Harguindey				
214043					
ANÀLISI DE RISC PRELIMINAR DE LA ZONA DE REAC					
NUS	PARAULA CLAU	VARIABLE	POSSIBLES CAUSES	POSSIBLES CONSEQUÈNCIES	RE
	Més	Cabal alimentació	Fallida controlador PC-1101.	Producte fora d'especificació	Regula CV-12
	Més	Cabal aire	Fallida del controlador CC-1201.	Producte fora d'especificació. Risc d'explosió. Possible ruptura catastròfica.	-
	Més	Cabal sals	Fallida del controlador TC-1201.	Disminució de la temperatura del reactor. Producte fora d'especificació.	-
	Menys	Temperatura	Fallida del controlador TC-1201.	Producte fora d'especificació.	-
	Menys	Temperatura	Fallida del controlador PC-1101.	Risc d'explosió. Possible ruptura catastròfica.	Regula 1201 i
	Més	Temperatura	Fallida controlador TC-1201.	Augment de la temperatura per sobre la de disseny. Possible ruptura catastròfica.	-
	Més	Temperatura	Cabal de refrigeració amb temperatura per sobre la d'especificació.	Augment de la temperatura per sobre la de disseny. Augment de la velocitat de degradació del catalitzador.	Regula
	Menys	Pressió	Fallida controlador PC1101.	Producte fora d'especificació.	-
	Menys	Pressió	Fissura en el costat de tubs de R- 101.	Producte fora d'especificació.	-

(Continuació taula 6.1.1. Hazop del sistema de reacció.)

Preparat	S.Faulo	Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic	UNIVERSITAT VIRGI		
Revisat	A.González				
Aprovat	A.Harguindey				
214043					
ANÀLISI DE RISC PRELIMINAR DE LA ZONA DE REAC					
NUS	PARAULA CLAU	VARIABLE	POSSIBLES CAUSES	POSSIBLES CONSEQUÈNCIES	RE
	Més	Pressió	Aire fora de la pressió d'especificació.	Possibles danys en R-101.	Obertu
	Una altra	Fase	L'aire surt a menys temperatura de l'equip HE-104 i condensa l'alimentació.	Degradació del catalitzador.	-
	Una altra	Composició d'alimentació	Degut a que és un residu de refineria, les especificacions poden variar segons el subministrador.	Producte fora d'especificació.	-
	No utilities	Electricitat	Tall al subministrament	Aturada de les bombes i compressors.	Accion bombe les sals S'activ d'encla nitroge
2	Una altra	Fase	No aplica	-	-
	Una altra	Composició d'alimentació	Composició fora d'especificació a la sortida de R-101.	Producte fora d'especificació.	-
3	Una altra	Fase	No aplica	-	-
	Una altra	Composició d'alimentació	Composició fora d'especificació a la sortida de R-102.	Producte fora d'especificació.	-

### **6.1.2. Zones ATEX**

Es defineixen les zones ATEX, com aquells possibles emplaçaments on hi pot haver una atmosfera explosiva. Aquest tipus d'atmosfera estaria composta per una mescla d'aire amb substàncies inflamables, com podrien ser gasos, vapors o pols, que després d'una ignició en condicions atmosfèriques, es propagaria la reacció de combustió cap a la mescla encara no combustionada.

Per aquest motiu es considera necessari tenir en consideració un conjunt de mesures tècniques per tal de prevenir aquest tipus d'explosions. Com seria evitar la formació d'atmosferes explosives i, en cas que això no sigui possible, minimitzar al màxim els efectes perjudicials d'aquestes. Per tal d'assolir aquests objectius s'ha realitzat a la zona de reacció una classificació per zones en base a la freqüència d'aparició i duració d'aquesta, podent establir posteriorment les mesures de seguretat òptimes.

Les zones són les següents:

- Zona 0: aquella en que l'atmosfera de gas explosiva es troba present de manera permanent, per un espai de temps prolongat o bé, de manera freqüent.
- Zona 1: aquella on, en condicions normals d'operació, es pot originar de forma ocasional una atmosfera de gas explosiva.
- Zona 2: aquella on no cal tenir en consideració, en condicions normals d'operació, la formació d'atmosfera explosiva de gas o en cas de formació, aquesta té una duració molt breu.

A continuació es mostraran les pautes seguides per tal de determinar les zones ATEX de la instal·lació en qüestió.

#### **6.1.2.1. Identificació dels emplaçaments**

El procés consisteix en l'obtenció d'anhídrid ftàlic a partir d'orto-xilè i oxigen en un reactor. El primer compost es troba en estat líquid, pel que es vaporitza en l'intercanviador HE-101 abans d'introduir-lo a l'equip de reacció. Pel que fa a l'oxigen, aquest es troba contingut en un corrent d'aire, el qual es comprimit i preescalfat abans d'alimentar-lo als reactors R-101, R-102, R-103. Per una descripció més detallada del procés es pot consultar l'apartat 4.3.1.

A continuació es mostra una taula amb les característiques dels emplaçaments.

Taula 6.1.1. característiques dels emplaçaments.

	Localització	Rang temperatura operació (°C)	Cabal (T/h)
Secció d'impulsió i vaporització	Exterior	25-220	12.8
Secció de pretractament aire	Exterior	25-220	66.8
Secció de reacció	Exterior	220-470	79.5

### 6.1.2.2. Identificació de substàncies inflamables

Els components inflamables de la instal·lació són l'orto-xilè, l'anhídrid ftàlic, l'anhídrid maleic i el monòxid de carboni. Seguidament es poden veure les seves propietats:

Taula 6.1.2. Taula de propietats dels compostos inflamables

Compost	Punt inflamació (°C)	Densitat relativa del vapor (Aire=1)	LIE (%)	LSE (%)	Massa molecular (g/mol)	Temperatura d'ignició (°C)	Punt d'ebullició (°C)
Orto-xilè	32	3.7	0.9	6.7	106.17	465	144
Anhídrid ftàlic	152	5.1	1.7	10.4	148.1	570	284
Anhídrid maleic	102	3.4	1.4	7.1	98.1	477	202
CO	Gas inflamable	0.97	12.5	74.2	28.0	605	-191

### 6.1.2.3. Identificació de les fonts d'escapament

Les possibles fonts d'escapament són les bombes, les vàlvules, els elements bridats i els dispositius de sobrepressió.

### 6.1.2.4. Grau d'escapament

En la zona d'estudi no hi ha cap escapament que es consideri de grau continu o primari, tots estan considerats de grau secundari. Aquests són els dispositius de sobrepressió, les bombes, les vàlvules i la sortida i entrada dels equips de la secció, que en aquest cas es corresponen als reactors R-101, R-102, R-103 i als intercanviadors HE-101 i HE-104 A/B.

### 6.1.2.5. Anàlisi de la taxa d'escapament

Els escapaments es consideren independents i, per tant, no és necessari aplicar el procediment per escapaments múltiples.

### 6.1.2.6. Càlcul de la taxa d'escapament

A continuació es mostra la metodologia seguida per tal de determinar les taxes d'escapament en cadascuna de les zones identificades com a ATEX.

Primerament cal determinar el límit d'explosivitat per a la mescla en condicions normals a partir de les següents igualtats:

$$LIE_{mescla}(\%) = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{LIE_i}} \quad (6.1.1.)$$

$$LIE_{CN} = \frac{LIE(\%)}{100} \cdot M \cdot \frac{1}{V_{CN}} \quad (6.1.2.)$$

Seguidament es determina aquest límit per a la temperatura d'operació:

$$f_T = \frac{T}{293} \quad (6.1.3.)$$

$$LIE = \frac{LIE_{CN}}{f_T} \quad (6.1.4.)$$

Amb aquests valors s'aplica la igualtat per la qual es regeix la taxa d'escapament segons es trobi en estat líquid (6.1.5.) o gasós (6.1.6.) en el procés.

$$G = 1.13 \cdot a \cdot [\sigma \cdot (P - 10^5)]^{0.5} \quad (6.1.5.)$$

$$G = \left[ 0.006 \cdot a \cdot P \cdot \left( \frac{M}{T} \right) \right]^{0.5} \quad (6.1.6.)$$

### 6.1.2.7. Determinació del grau i la disponibilitat

- Tipus de ventilació: natural
- Grau: mitjà
- Disponibilitat: normal
- Velocitat: > 0.5 m/s
- Ineficiència de la ventilació:  $f_v = 2$

### 6.1.2.8. Determinació del tipus de zona perillosa

Per una fuga de grau secundari, amb grau mitjà de ventilació i una disponibilitat normal, s'obté una zona de perill de tipus 2.

### 6.1.2.9. Càlcul de l'extensió de la zona

Per a determinar la zona afectada durant una fuga al procés es segueix la següent metodologia. Primerament cal determinar el cabal volumètric de ventilació a partir de la següent expressió:

$$Q_v = \frac{G}{k \cdot LIE \cdot f_T} \quad (6.1.7.)$$

A partir del valor obtingut es pot conèixer el volum de l'escapament i en conseqüència el seu radi d'acció.

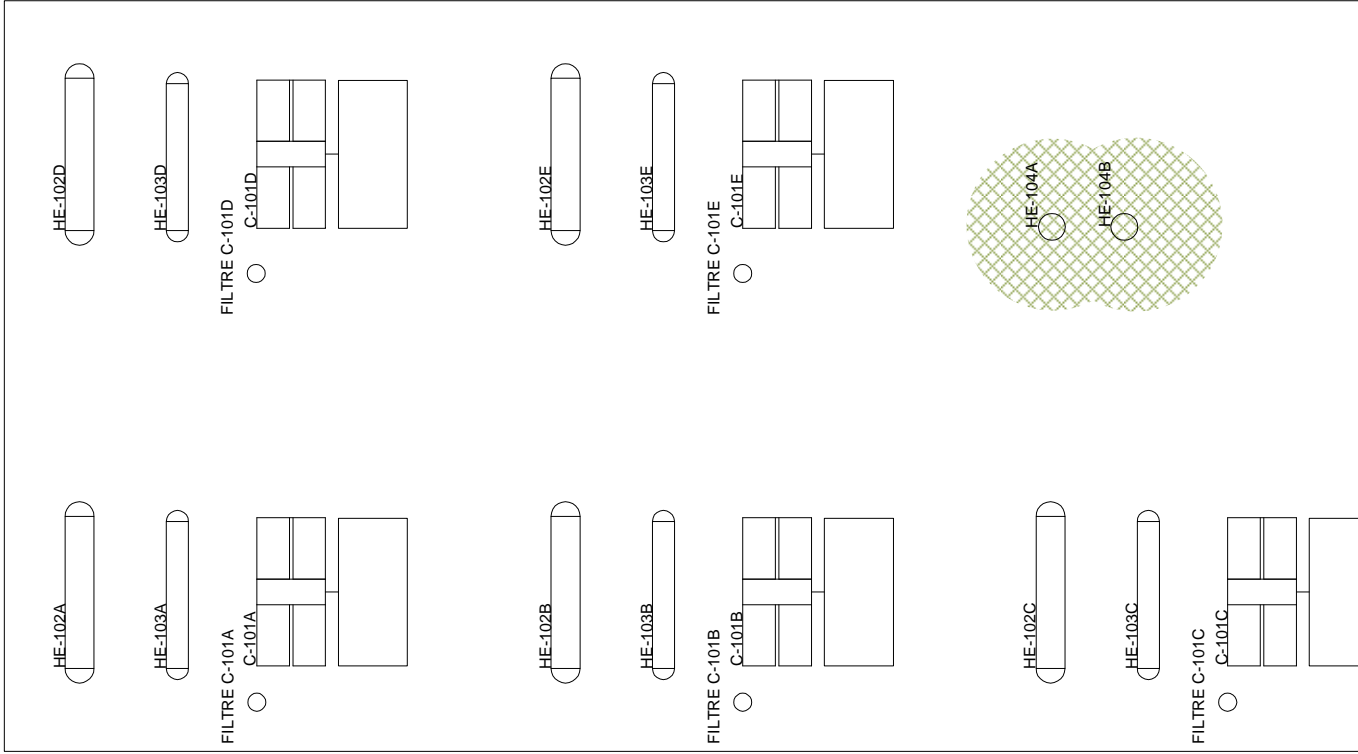
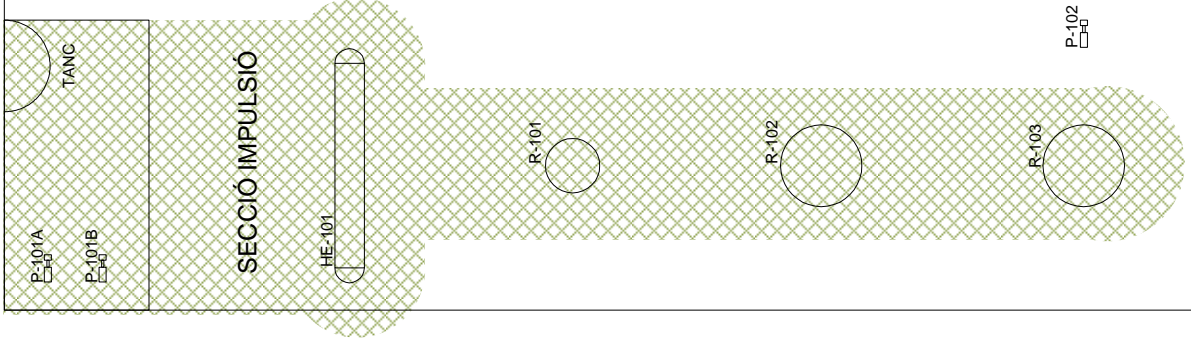
$$V = \frac{Q_v}{0.03 \cdot f_V} \quad (6.1.8.)$$

$$R = \left( \frac{V \cdot 3}{4 \cdot \pi} \right)^{1.3} \quad (6.1.9.)$$

Finalment es mostren els resultats de cada zona considerada ATEX. Per a cadascun dels casos s'ha considerat un factor de seguretat del cabal de ventilació (K) de valor 0.5.

Taula 6.1.3..Taula resum de les zones ATEX.

Fuita	Taxa escapament	Grau de la fuga	LIE % vol	LIE (kg/m3)	Cabal de ventilació	Volum ATEX	Radi esfera (m)
R-101	$4.08 \cdot 10^{-4}$	secundari	3.49	0.037	0.035	2.3	0.82
R-102	$3.39 \cdot 10^{-4}$	secundari	8.30	0.060	0.023	1.5	0.72
R-103	$3.35 \cdot 10^{-4}$	secundari	14.28	0.101	0.013	0.9	0.60
HE-104	$3.40 \cdot 10^{-4}$	secundari	17.09	0.123	0.016	1.0	0.63
P-101	$3.88 \cdot 10^{-4}$	secundari	0.90	0.041	0.188	12.6	1.44
HE-101	$1.23 \cdot 10^{-4}$	secundari	0.90	0.041	0.607	40.4	2.13



### **6.1.3. Protecció d'equips a sobrepressió**

Per a tots aquells equips que treballen a una pressió superior a l'atmosfèrica, a més de realitzar l'anàlisi de riscos preliminar, és precís considerar un seguit de situacions que poden originar sobrepressions. Aquestes situacions poden tenir lloc en els reactors i en els intercanviadors de la secció, ja que els equips de compressió porten instal·lat un element d'alleujament de sobrepressió per defecte, així que no s'han tingut en consideració en aquest apartat.

En els equips esmentats s'instal·larà una vàlvula de seguretat PSV per tal d'alliberar la sobrepressió originada a causa d'algun dels escenaris que s'expliquen a continuació.

#### **6.1.3.1. Escenari foc**

Aquest cas es pot produir per la presència de substàncies inflamables a l'interior dels equips. En la secció de reacció s'hi troben diverses substàncies que són altament inflamables, com serien l'orto-xilè, l'anhídrid ftàlic, l'anhídrid maleic i el monòxid de carboni, els quals es concentren principalment en els reactors R-101, R-102 i R-103.

Per altra banda, també és possible trobar o-xilè en l'intercanviador HE-101, que tot i ser menys inflamable, podria originar un incendi.

Per tal d'evitar que es produeixin aquestes situacions de risc, s'instal·laran PSV en aquests equips.

#### **6.1.3.2. Escenari bloqueig**

Aquest escenari es produeix per l'estancament de les vàlvules en els corrents de sortida dels equips. S'ha considerat que aquest cas de sobrepressió és el que aplica en la secció de reacció de la planta, degut a l'alt risc d'explosivitat i a l'elevat cabal d'alleujament que seria necessari en cas de bloqueig.

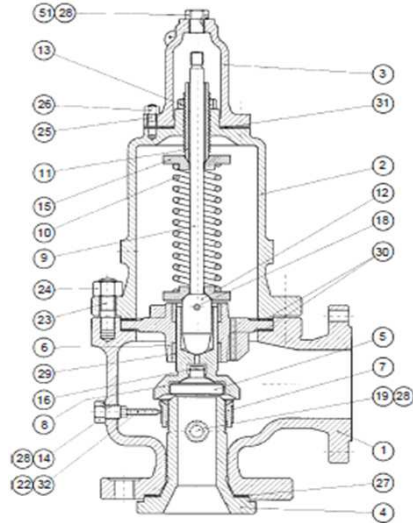
S'instal·laran vàlvules PSV en els reactors R-101, R-102, R-103 i en els intercanviadors HE-101, HE-102A/B/C/D/E, HE-103A/B/C/D/E i HE-105A/B.

**6.1.3.3. Fitxes d'especificació de les vàlvules de seguretat**

Seguidament s'adjunten les fitxes d'especificació per a cadascuna de les vàlvules de seguretat.

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b> <b>Válvula de Seguridad</b>	Nº	11
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5			<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7				Nº UNIDADES	2

8	<b>ITEM</b>	PSV-1101A/B
9	REFERENCIA P&ID	P&ID 1 Impulsión y HE-101
10	SERVICIO	Vaporización orto-xileno
11	EQUIPO PROTEGIDO	HE-101
12	PRESION DISEÑO EQUIPO PROTEGIDO	4.90 kg/cm2a
13	ESCENARIO PARA DIMENSIONADO	Bloqueo
14	FASE	Gas
15		
16	PRESIÓN DISPARO	4.90 kg/cm2a
17	PRESIÓN DISPARO + SOBREPRESIÓN	5.40 kg/cm2a
18	TEMP. DE DISPARO + SOBREPRESIÓN	354°C
19		
20	CONTRAPRESIÓN DEL SISTEMA	1.02 kg/cm2a
21	CONTRAPRESIÓN MÁXIMA	%
22		
23	PRESIÓN DE OPERACIÓN	3.10 kg/cm2a
24	TEMPERATURA OPERACIÓN	300 °C
25		
26	<b>Fase GAS</b>	
27	CAUDAL	12689 kg/h
28	DENSIDAD	10.0 kg/m3
29	VISCOSIDAD	9.90 · 10 <sup>-6</sup> Pa·s
30	PESO MOLECULAR	106
31	RELACIÓN CP/CV	1
32	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z	1
33		
34	<b>Fase LÍQUIDA</b>	
35	CAUDAL	kg/h
36	DENSIDAD	kg/m3
37	VISCOSIDAD	Pa·s
38	PRESIÓN VAPOR	kg/cm2a
39		
40		
41	<b>VÁLVULA</b>	
42	ÁREA CALCULADA	19.2 cm2
43	TAMAÑO REQUERIDO	23.2 cm2
44	CODIGO	4M6
45		
46		



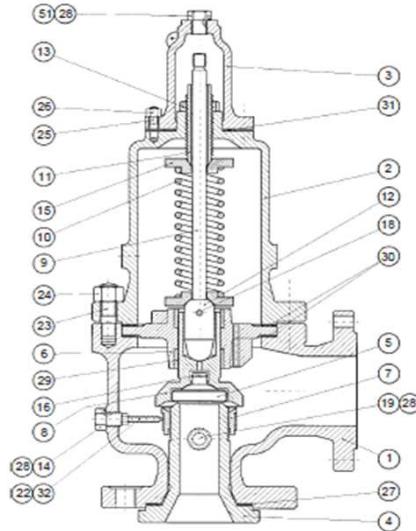
- |                         |                         |
|-------------------------|-------------------------|
| 1. Cuerpo / Body        | 18. Pasador elástico    |
| 2. Tapa / Bonnet        | 19. Tapón drenaje       |
| 3. Caperuza / Cap       | 22. Espiga de bloqueo   |
| 4. Asiento              | 23. Espárragos cuerpo   |
| 5. Temodisco            | 24. Tuercas cuerpo      |
| 6. Guía                 | 25. Espárrago tapa      |
| 7. Anillo de regulación | 26. Tuercas tapa        |
| 8. Obturador            | 27. Junta asiento       |
| 9. Vástago              | 28. Junta taponés       |
| 10. Resorte / Spring    | 30. Juntas guía         |
| 11. Tensor              | 31. Junta caperuza      |
| 12. Puntal              | 32. Contratuerca espiga |
| 13. Contratuerca tensor |                         |
| 14. Tapón bloqueo       |                         |
| 15. Platos resorte      |                         |
| 16. Anillo Elástico     |                         |

47	Notas
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	



1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>	Nº	13
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA	Tarragona		FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5			<b>Válvula de Seguridad</b>	REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7				Nº UNIDADES	4

8	<b>ITEM</b>	PSV-1202A/B y PSV-1203A/B
9	REFERENCIA P&ID	P&ID 2 sistema de reacción
10	SERVICIO	Proceso R-102
11	EQUIPO PROTEGIDO	R-102
12	PRESION DISEÑO EQUIPO PROTEGIDO	4.40 kg/cm2a
13	ESCENARIO PARA DIMENSIONADO	Bloqueo
14	FASE	Gas
15		
16	PRESIÓN DISPARO	4.40 kg/cm2a
17	PRESIÓN DISPARO + SOBREPRESIÓN	4.90 kg/cm2a
18	TEMP. DE DISPARO + SOBREPRESIÓN	622 °C
19		
20	CONTRAPRESIÓN DEL SISTEMA	1.02 kg/cm2a
21	CONTRAPRESIÓN MÁXIMA	%
22		
23	PRESIÓN DE OPERACIÓN	3.03 kg/cm2a
24	TEMPERATURA OPERACIÓN	400 °C
25		
26	<b>Fase GAS</b>	
27	CAUDAL	47279 kg/h
28	DENSIDAD	2.22 kg/m3
29	VISCOSIDAD	2.47·10 <sup>-5</sup> Pa·s
30	PESO MOLECULAR	33.5
31	RELACIÓN CP/CV	1
32	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z	1
33		
34	<b>Fase LÍQUIDA</b>	
35	CAUDAL	kg/h
36	DENSIDAD	kg/m3
37	VISCOSIDAD	cP
38	PRESIÓN VAPOR	kg/cm2a
39		
40		
41	<b>VÁLVULA</b>	
42	ÁREA CALCULADA	94.5 cm2
43	TAMAÑO REQUERIDO	103.5 cm2
44	CODIGO	6R8
45		
46		

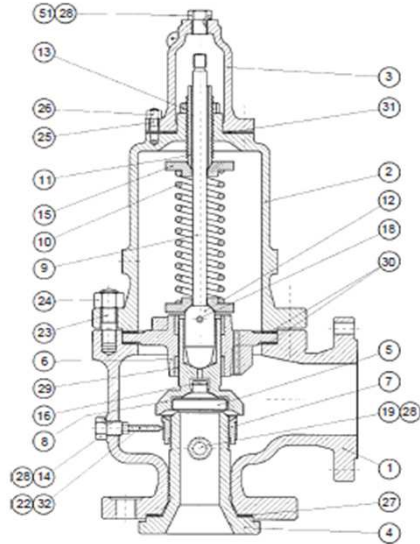


- |                         |                         |
|-------------------------|-------------------------|
| 1. Cuerpo / Body        | 18. Pasador elástico    |
| 2. Tapa / Bonnet        | 19. Tapón drenaje       |
| 3. Caperuza / Cap       | 22. Espiga de bloqueo   |
| 4. Asiento              | 23. Espárragos cuerpo   |
| 5. Termodisco           | 24. Tuercas cuerpo      |
| 6. Guía                 | 25. Espárrago tapa      |
| 7. Anillo de regulación | 26. Tuercas tapa        |
| 8. Obturador            | 27. Junta asiento       |
| 9. Vástago              | 28. Junta tapones       |
| 10. Resorte / Spring    | 30. Juntas guía         |
| 11. Tensor              | 31. Junta caperuza      |
| 12. Puntal              | 32. Contratuerca espiga |
| 13. Contratuerca tensor |                         |
| 14. Tapón bloqueo       |                         |
| 15. Platinos resorte    |                         |
| 16. Anillo Elástico     |                         |

47	Notas
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>	Nº	14
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5			<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7				Nº UNIDADES	4

8	<b>ITEM</b>	PSV-1204A/B Y PSV-1205A/B
9	REFERENCIA P&ID	P&ID 2 sistema de reacción
10	SERVICIO	Proceso R-103
11	EQUIPO PROTEGIDO	R-103
12	PRESION DISEÑO EQUIPO PROTEGIDO	5.40 kg/cm2a
13	ESCENARIO PARA DIMENSIONADO	Bloqueo
14	FASE	Gas
15		
16	PRESIÓN DISPARO	5.40 kg/cm2a
17	PRESIÓN DISPARO + SOBREPRESIÓN	5.90 kg/cm2a
18	TEMP. DE DISPARO + SOBREPRESIÓN	622 °C
19		
20	CONTRAPRESIÓN DEL SISTEMA	1.02 kg/cm2a
21	CONTRAPRESIÓN MÁXIMA	%
22		
23	PRESIÓN DE OPERACIÓN	3.04 kg/cm2a
24	TEMPERATURA OPERACIÓN	400 °C
25		
26	<b>Fase GAS</b>	
27	CAUDAL	55753 kg/h
28	DENSIDAD	2.04 kg/m3
29	VISCOSIDAD	2.52·10 <sup>-5</sup> Pa·s
30	PESO MOLECULAR	32.29
31	RELACIÓN CP/CV	1
32	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z	1
33		
34	<b>Fase LÍQUIDA</b>	
35	CAUDAL	kg/h
36	DENSIDAD	kg/m3
37	VISCOSIDAD	cP
38	PRESIÓN VAPOR	kg/cm2a
39		
40		
41	<b>VÁLVULA</b>	
42	ÁREA CALCULADA	92.3 cm2
43	TAMAÑO REQUERIDO	103.5 cm2
44	CODIGO	6R8
45		
46		

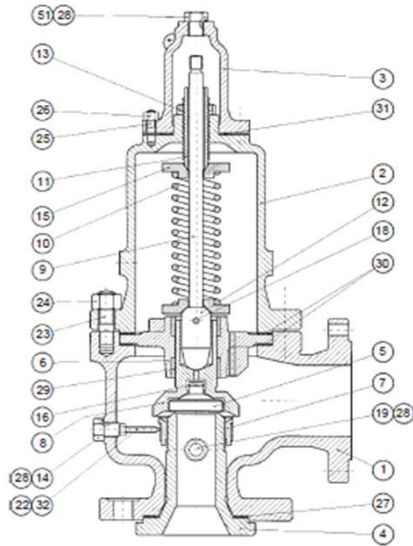


- |                         |                         |
|-------------------------|-------------------------|
| 1. Cuerpo / Body        | 18. Pasador elástico    |
| 2. Tapa / Bonnet        | 19. Tapón drenaje       |
| 3. Caperuza / Cap       | 22. Espiga de bloqueo   |
| 4. Asiento              | 23. Espárragos cuerpo   |
| 5. Termodisco           | 24. Tuercas cuerpo      |
| 6. Guía                 | 25. Espárrago tapa      |
| 7. Anillo de regulación | 26. Tuercas tapa        |
| 8. Obturador            | 27. Junta asiento       |
| 9. Vástago              | 28. Junta tapones       |
| 10. Resorte / Spring    | 30. Junta guías         |
| 11. Tensor              | 31. Junta caperuza      |
| 12. Puntal              | 32. Contratuerca espiga |
| 13. Contratuerca tensor |                         |
| 14. Tapón bloqueo       |                         |
| 15. Platinos resorte    |                         |
| 16. Anillo Elástico     |                         |

47	Notas
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b> <b>Válvula de Seguridad</b>	Nº	15
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5			<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7				Nº UNIDADES	5

8	<b>ITEM</b>	PSV-1301A/B/C/D/E
9	REFERENCIA P&ID	P&ID 3 Sistema aspiración y HE-104
10	SERVICIO	Enfriar aire
11	EQUIPO PROTEGIDO	HE-102
12	PRESION DISEÑO EQUIPO PROTEGIDO	2.90 kg/cm2a
13	ESCENARIO PARA DIMENSIONADO	Bloqueo
14	FASE	Gas
15		
16	PRESIÓN DISPARO	2.90 kg/cm2a
17	PRESIÓN DISPARO + SOBREPRESIÓN	3.20 kg/cm2a
18	TEMP. DE DISPARO + SOBREPRESIÓN	207°C
19		
20	CONTRAPRESIÓN DEL SISTEMA	1.02 kg/cm2a
21	CONTRAPRESIÓN MÁXIMA	%
22		
23	PRESIÓN DE OPERACIÓN	1.67 kg/cm2a
24	TEMPERATURA OPERACIÓN	88.0 °C
25		
26	<b>Fase GAS</b>	
27	CAUDAL	16692 kg/h
28	DENSIDAD	1.60 kg/m3
29	VISCOSIDAD	2.10·10 <sup>-5</sup> Pa·s
30	PESO MOLECULAR	28.8
31	RELACIÓN CP/CV	1.4
32	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z	1
33		
34	<b>Fase LÍQUIDA</b>	
35	CAUDAL	kg/h
36	DENSIDAD	kg/m3
37	VISCOSIDAD	Pa·s
38	PRESIÓN VAPOR	kg/cm2a
39		
40		
41	<b>VÁLVULA</b>	
42	ÁREA CALCULADA	63.7 cm2
43	TAMAÑO REQUERIDO	71.3 cm2
44	CODIGO	6Q8
45		
46		

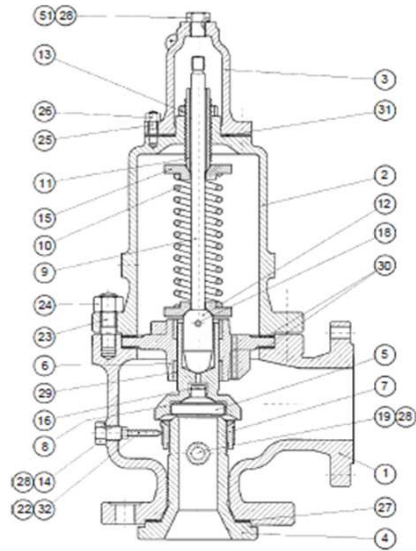


- |                         |                         |
|-------------------------|-------------------------|
| 1. Cuerpo / Body        | 18. Pasador elástico    |
| 2. Tapa / Bonnet        | 19. Tapón drenaje       |
| 3. Caperuza / Cap       | 22. Espiga de bloqueo   |
| 4. Asiento              | 23. Espárragos cuerpo   |
| 5. Termodisco           | 24. Tuercas cuerpo      |
| 6. Guía                 | 25. Espárrago tapa      |
| 7. Anillo de regulación | 26. Tuercas tapa        |
| 8. Obturador            | 27. Junta asiento       |
| 9. Vástago              | 28. Junta taponos       |
| 10. Resorte / Spring    | 30. Juntas guía         |
| 11. Tensor              | 31. Junta caperuza      |
| 12. Puntal              | 32. Contratuerca espiga |
| 13. Contratuerca tensor |                         |
| 14. Tapón bloqueo       |                         |
| 15. Platinos resorte    |                         |
| 16. Anillo Elástico     |                         |

47	Notas
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b> <b>Válvula de Seguridad</b>	Nº	16
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5			<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7				Nº UNIDADES	5

8	<b>ITEM</b>	PSV-1302A/B/C/D/E
9	REFERENCIA P&ID	P&ID 3 Sistema aspiración y HE-104
10	SERVICIO	Enfriar aire
11	EQUIPO PROTEGIDO	HE-103
12	PRESION DISEÑO EQUIPO PROTEGIDO	3.50 kg/cm2a
13	ESCENARIO PARA DIMENSIONADO	Bloqueo
14	FASE	Gas
15		
16	PRESIÓN DISPARO	3.50 kg/cm2a
17	PRESIÓN DISPARO + SOBREPRESIÓN	3.90 kg/cm2a
18	TEMP. DE DISPARO + SOBREPRESIÓN	203°C
19		
20	CONTRAPRESIÓN DEL SISTEMA	1.02 kg/cm2a
21	CONTRAPRESIÓN MÁXIMA	%
22		
23	PRESIÓN DE OPERACIÓN	2.26 kg/cm2a
24	TEMPERATURA OPERACIÓN	85.0 °C
25		
26	<b>Fase GAS</b>	
27	CAUDAL	16692 kg/h
28	DENSIDAD	1.60 kg/m3
29	VISCOSIDAD	2.10·10 <sup>-5</sup> Pa·s
30	PESO MOLECULAR	28.8
31	RELACIÓN CP/CV	1.4
32	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z	1
33		
34	<b>Fase LÍQUIDA</b>	
35	CAUDAL	kg/h
36	DENSIDAD	kg/m3
37	VISCOSIDAD	Pa·s
38	PRESIÓN VAPOR	kg/cm2a
39		
40		
41	<b>VÁLVULA</b>	
42	ÁREA CALCULADA	47.7 cm2
43	TAMAÑO REQUERIDO	71.3 cm2
44	CODIGO	6Q8
45		
46		

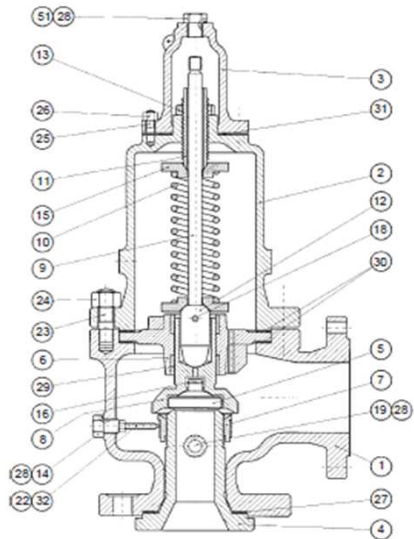


- 1. Cuerpo / Body
- 2. Tapa / Bonnet
- 3. Caperuza / Cap
- 4. Asiento
- 5. Termodisco
- 6. Guía
- 7. Anillo de regulación
- 8. Obturador
- 9. Vástago
- 10. Resorte / Spring
- 11. Tensor
- 12. Puntal
- 13. Contratuercas tensor
- 14. Tapón bloqueo
- 15. Platos resorte
- 16. Anillo Elástico
- 18. Pasador elástico
- 19. Tapón drenaje
- 22. Espiga de bloqueo
- 23. Espárragos cuerpo
- 24. Tuercas cuerpo
- 25. Espárrago tapa
- 26. Tuercas tapa
- 27. Junta asiento
- 28. Junta tapones
- 30. Juntas guía
- 31. Junta caperuza
- 32. Contratuercas espiga

47	Notas
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	

1	PROYECTO	214043	<b>ESPECIFICACIÓN</b>	Nº	17
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	12/05/2014
4	PLANTA	Anhídrido ftálico		PREPARADO	S.Faulo
5			<b>Universitat Rovira i Virgili</b>	REVISADO	A.González
6				APROBADO	A.Harguindey
7				Nº UNIDADES	4

8	<b>ITEM</b>	PSV-1401A/B y PSV-1402A/B
9	REFERENCIA P&ID	P&ID 4 Refrigeración sales fundidas
10	SERVICIO	Calentamiento sales fundidas
11	EQUIPO PROTEGIDO	HE-105
12	PRESION DISEÑO EQUIPO PROTEGIDO	25.7 kg/cm2a
13	ESCENARIO PARA DIMENSIONADO	Bloqueo
14	FASE	Gas
15		
16	PRESIÓN DISPARO	25.7 kg/cm2a
17	PRESIÓN DISPARO + SOBREPRESIÓN	28.6 kg/cm2a
18	TEMP. DE DISPARO + SOBREPRESIÓN	383°C
19		
20	CONTRAPRESIÓN DEL SISTEMA	1.02 kg/cm2a
21	CONTRAPRESIÓN MÁXIMA	%
22		
23	PRESIÓN DE OPERACIÓN	23.0 kg/cm2a
24	TEMPERATURA OPERACIÓN	220
25		
26	<b>Fase GAS</b>	
27	CAUDAL	28800 kg/h
28	DENSIDAD	11.0 kg/m3
29	VISCOSIDAD	0.13 Pa·s
30	PESO MOLECULAR	18
31	RELACIÓN CP/CV	1
32	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z	1
33		
34	<b>Fase LÍQUIDA</b>	
35	CAUDAL	kg/h
36	DENSIDAD	kg/m3
37	VISCOSIDAD	Pa·s
38	PRESIÓN VAPOR	kg/cm2a
39		
40		
41	<b>VÁLVULA</b>	
42	ÁREA CALCULADA	24.6 cm2
43	TAMAÑO REQUERIDO	28 cm2
44	CODIGO	4N6
45		
46		



- |                          |                          |
|--------------------------|--------------------------|
| 1. Cuerpo / Body         | 18. Pasador elástico     |
| 2. Tapa / Bonnet         | 19. Tapón drenaje        |
| 3. Caperuza / Cap        | 22. Espiga de bloqueo    |
| 4. Asiento               | 23. Espárragos cuerpo    |
| 5. Termodisco            | 24. Tuercas cuerpo       |
| 6. Guía                  | 25. Espárrago tapa       |
| 7. Anillo de regulación  | 26. Tuercas tapa         |
| 8. Obturador             | 27. Junta asiento        |
| 9. Vástago               | 28. Junta tapones        |
| 10. Resorte / Spring     | 30. Juntas guía          |
| 11. Tensor               | 31. Junta caperuza       |
| 12. Puntal               | 32. Contratuercas espiga |
| 13. Contratuercas tensor |                          |
| 14. Tapón bloqueo        |                          |
| 15. Platinos resorte     |                          |
| 16. Anillo Elástico      |                          |

47	Notas
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	

#### **6.1.4. Plans d'Autoprotecció**

La planta consta d'un protocol d'emergències, el qual disposa d'un sistema auditiu mitjançant l'ús de sirenes, amb la finalitat d'informar a qualsevol persona que es trobi en les immediacions de la zona en cas de necessitat.

Aquestes alarmes funcionen amb una combinació de xiulets d'una determinada durada, alhora que s'anuncia per megafonia quin és el perill originat, la categoria en el qual es troba i la zona on s'ubica.

Hi ha dos tipus de categories de risc i, per tant, dues mesures diferents a emprendre.

Quan es tracti de categoria 1, implicarà únicament a aquells treballadors que es trobin en les immediacions de l'emergència. Aquests hauran d'interrompre el treball immediatament, desconnectant tots els equips i eliminant qualsevol obstacle que es trobi al pas i pugui destorbar. A continuació, es dirigiran cap al punt de reunió prèviament assignat.

La resta de treballadors seguiran amb les seves funcions habituals fins a l'anunci de la finalització de l'emergència.

Per altra banda, la categoria 2, implica als treballadors de l'àrea i seguiran el mateix procediment descrit en la categoria 1.

Simultàniament es dirigiran els equips d'emergències corresponents a l'àrea afectada. Aquests realitzaran una evolució de la incidència i determinaran si les mesures de seguretat de la planta són suficients o en cas negatiu, és necessària ajuda externa.

Aquestes mesures de seguretat de la planta consisteixen principalment en equips contra-incendis. Els equips de que es disposen són hidrants, boques d'incendi, extintors, zones de diluvi, sprinkles, etc.

És molt important que en una situació de risc, tothom conegui el protocol a seguir i que cada responsable compleixi amb les funcions previstes. Els grups d'emergència han de regular la situació, mentre que el personal ha de seguir en tot moment les indicacions i dirigir-se als punts de reunió establerts.

##### **6.1.4.1. Incendis i explosions**

La planta opera amb un conjunt de substàncies, les qual en la seva majoria són molt inflamables, motiu pel qual s'ha de considerar el cas d'incendi i explosió. Principalment, aquesta situació es pot originar en la secció de reacció, on el risc d'explosivitat i la concentració de substàncies inflamables és més elevat.

En cas que tingui lloc un incendi, s'activaran les alarmes corresponents a la zona on s'ha produït l'incident. A continuació, els equips d'emergència es dirigiran a la zona afectada, i en cas que sigui possible, retiraran tot aquell material que no hagi estat afectat pel foc. El material que s'hagi vist afectat no es manipularà.

El següent pas consisteix a refrigerar els equips exposats a les flames utilitzant els mitjans disponibles a la planta, com serien l'aigua a pressió provinent de les bombes contra-incendis. En cas que fos possible, es formaran barreres de contenció per tal d'evitar l'expansió del foc i millorar la pròpia seguretat. El mateix s'aplica per a l'aigua que s'utilitzi durant l'extinció de l'incendi, ja que podria contaminar-se.

Quan en l'incendi es vegin implicades substàncies químiques, caldrà evitar qualsevol tipus de contacte o inhalació i mantenir-se a una distància prudencial de la zona afectada i en sentit contrari a la direcció del vent.

Una de les conseqüències de tenir un incendi en la secció, és que es pot originar una explosió. Per aquest motiu es tindran en consideració les mesures establertes en cas de risc d'explosió.

Aquestes mesures consisteixen en mantenir una distància prudencial entre la zona afectada i el personal, impedit el pas a qualsevol persona aliena al servei d'emergències.

#### **6.1.4.2. Fuites de gas**

En cas que s'origini una fuga, els components que quedarien exposats a condicions ambientals són altament inflamables, per tant, cal eliminar qualsevol font d'ignició de la zona de risc i aïllar-la.

#### **6.1.4.3. Vessaments de líquids**

En cas que es produeixi un vessament de líquid, serà necessari apagar qualsevol font d'ignició que es trobi pròxima al vessament. Serà necessari cobrir la superfície afectada amb sorra o amb un líquid no combustible. En cas que el vessament tingui unes dimensions considerables serà necessari excavar la superfície del terra al voltant del vessament, evitant d'aquesta manera la seva expansió. Per tal d'evitar l'extensió del vessament en cas que aquest es produeixi, els equips amb major risc de fuga líquida disposaran d'un sistema de drenatge, minimitzant així el risc. Els equips amb major risc de fuga líquida són la bomba P-101A/B i

els intercanviadors HE-101 i HE-105A/B.

Per tal de controlar l'incident, no s'ha de produir contacte amb el material afectat pel vessament. Es prohibirà el pas de vehicles que no siguin especialitzats, ni de personal aliè. A més a més, s'acordonarà la zona i es protegirà de fenòmens meteorològics.

## **6.2. Seguretat laboral**

### **6.2.1. Avaluació de riscos laborals i equips de protecció personal**

A continuació es realitzarà una avaluació dels riscos laborals que podrien produir-se a la planta, els quals es mostren en la següent taula:

Taula 6.2.1. taula de riscos laborals

Causa	Zona	Risc	Acció preventiva
Caigudes	Secció	Contusions Pèrdua consciència	Ús de zones senyalitzades Instal·lar passamans a les escales a utilitzar
Sorolls	C-101	Pèrdua facultats auditives	Ús dels protectors auditius
Productes inflamables	Secció	Incendi Explosió	Evitar i controlar les flames o esquitxada
Equips elèctrics	Secció	Electrocutament Cremada	Senyalitzar les zones de risc elèctric
Esquitxades	Secció	Cremada química o tèrmica	Ús de casc amb pantalla o ulleres de seguretat Ús de roba adequada
Equips a elevada temperatura	Reactor	Cremada	Ús de guants i roba resistent a la calor Senyalitzar les zones de risc per temperatura
Treballs a les altures	Secció	Caigudes	Instal·lar rodapeus Utilitzar arnesos de seguretat Utilitzar absorbidors d'energia
Gases	Secció	Asfixia Intoxicació	Ús d'equips de respiració assistida Ús de mascaretes de gas.
Vehicles	Secció	Atropellaments	Senyalització de les zones per a la circulació de vehicles Ús de l'armilla reflectant

L'ús d'equips de protecció individual (EPI), es recullen en el Real Decreto 773/1997 del 30 de maig, i segons aquesta normativa, es considera obligat l'ús dels següents equips en totes les zones de producció.

- Roba ignífuga i antiestàtica pel compliment de la normativa ATEX.
- Casc de seguretat.
- Ulleres de seguretat i en cas de risc per projecció de partícules sòlides, s'utilitzaran ulleres amb vidres resistent a impactes.
- Protecció auditiva mitjançant l'ús de taps o orelles si és necessari.
- Guants de seguretat.
- Calçat de seguretat amb sola aïllant.

Dins la secció poden tenir lloc altres situacions de risc i per aquest motiu es consideren els següents EPI.

- Ús de bata de laboratori per a realitzar les proves de qualitat i investigació.
- Arnés de seguretat per a treball que es realitzin a una determinada altura.
- Protecció de les vies respiratòries per l'ús de mascaretes antigàs o equips autònoms.

### **6.3. Fitxes de seguretat dels productes**

Les fitxes de seguretat de les substàncies perilloses que es troben en el procés es troben disponibles a l'annex B del CD adjunt.

## **7. ASPECTES AMBIENTALS AL DISSENY DE LES INSTAL·LACIONS [FAULO]**

### **7.1. Marc legal**

S'ha considerat la secció de reacció de la planta d'anhídrid ftàlic per a la identificació de les emissions que es produeixen i es segueix la normativa regulada pel *Registro estatal de emisiones y Fuentes contaminantes* per tal d'assegurar que la secció compleix les especificacions ambientals.

Seguint aquesta codi, s'ha observat que les substàncies que es troben principalment al procés i que estan estretament regulades són el monòxid de carboni, el diòxid de carboni i l'orto-xilè, i s'utilitzaran aquestes substàncies com a principals fonts de contaminació.

### **7.2. Identificació i avaluació de les emissions a l'aire, aigua i sol**

La instal·lació pot produir principalment dos tipus d'emissions, atmosfèriques o líquides.

#### **7.2.1. Emissions atmosfèriques**

En el disseny de la secció de reacció de la planta d'anhídrid ftàlic no hi ha cap corrent obert a atmosfera i per aquest motiu les úniques emissions que poden tenir lloc són les fugitives, les emissions de torxa i les fuites de gasos.

Es coneix que el límit d'abocament en atmosfera per als components esmentats en l'apartat anterior són de  $5 \cdot 10^5$ kg/any (ref.32) per al monòxid de carboni i  $1 \cdot 10^8$ kg/any (ref.32) per al diòxid de carboni, mentre que per l'orto-xilè no s'aplica un límit d'emissió atmosfèrica.

##### **7.2.1.1. Emissions fugitives**

Aquestes emissions es caracteritzen per produir-se en les connexions de les canonades, vàlvules, purgues, bombes i compressors, així com en els elements de seguretat. Les emissions fugitives són incontrolables i difícils de detectar, i en molts casos contribueixen de manera activa en el canvi climàtic.

Aquest tipus d'emissions poden ser minimitzades o evitades amb un adequat manteniment de la secció. Tot i això, s'ha decidit realitzar una estimació d'aquestes emissions per a cadascun dels equips de la secció de reacció. Aquesta estimació es determina a partir del mètode "Average SOCM I Emission Factor", el qual identifica la font d'emissió i es multiplica pel factor d'emissió, obtenint així la quantitat de substància que es descarrega, en kg/h.

A continuació es mostra una taula amb els equips on es produeixen emissions fugitives amb els seus factors d'emissió i la fuga general obtinguda.

Taula 7.2.1. Emissions fugitives

Equip	Nº equips		fuita unitària kg/s		fuita general (kg/h)	
	líquid	gas	líquid	gas	líquid	gas
connexions	10	40	$2.1 \cdot 10^{-8}$	$1.9 \cdot 10^{-8}$	$7.56 \cdot 10^{-4}$	$2.74 \cdot 10^{-3}$
vàlvules	15	55	$1 \cdot 10^{-7}$	$5.6 \cdot 10^{-7}$	$5.40 \cdot 10^{-3}$	$1.11 \cdot 10^{-1}$
vàlvules seguretat	-	10	$5.2 \cdot 10^{-7}$	$1.5 \cdot 10^{-6}$	-	$5.40 \cdot 10^{-2}$
bombes	1	-	$5.2 \cdot 10^{-7}$	-	$1.87 \cdot 10^{-3}$	-
compressors	-	4	-	$1.5 \cdot 10^{-6}$	-	$2.16 \cdot 10^{-2}$
Total					$8.03 \cdot 10^{-3}$	$1.89 \cdot 10^{-1}$

Cal esmentar que la metodologia utilitzada té tendència a sobrevalorar les emissions, ja que està basada en dades experimentals i per tant, no es una metodologia específica i acurada. Tot i això, s'obtenen valors aproximats que s'utilitzen per a donar una idea global de les emissions a l'atmosfera que es poden originar.

### 7.2.1.2. Emissions a torxa

En el procés de reacció s'han instal·lat, per motius de seguretat, equips d'alleujament de pressió en unitats determinades de la planta. Aquests equips estan preparats per descarregar tot el cabal d'entrada de les unitats de procés en cas que fos necessari, evitant així un perill major. Per a més informació es pot consultar l'apartat 6.1.3.

La torxa és l'última mesura de seguretat que té la secció, la qual es troba fora de l'abast del projecte, ja que només s'utilitzarà en casos puntuals. Tot i això, s'han de quantificar les emissions que tenen lloc en cas d'haver de cremar el cabal d'entrada dels equips de reacció, que són els més perillosos de la secció i en la seva combustió s'originen gasos d'efecte hivernacle.

El disseny realitzat per a les PSV es en cas de bloqueig de vàlvula, per tant, s'evacuaria tot el cabal d'entrada de l'equip en qüestió. Els cabals d'alimentació dels reactors són respectivament de 34tones/h en R-101, 64tones/h en R-102 i 79tones/h en R-103. S'escull el major cabal d'aquests tres per tal de quantificar les emissions i es suposa una única descàrrega. A partir de la reacció de combustió de l'anhídrid ftàlic, s'obté un cabal d'emissió de la torxa equivalent a 187.9tones/h. Aquest cabal es troba molt per sobre del límit d'emissió pel diòxid de carboni, però s'ha de tenir en consideració que només succeirà en casos molt excepcionals del procés, on fallin totes les mesures de control imposades.

### **7.2.1.3. Fuites de gasos**

Aquest tipus de fuites es produeixen de manera ocasional i poc freqüent a la zona de reacció, per aquest motiu són difícils de quantificar. S'originen pel desgast d'equips o canonades, formant una esquerda per on s'escapen els gasos. El desgast pot ésser originat per efectes climatològics com serien tempestes o vents d'elevada velocitat, afectant corrosivament als equips o bé per efecte humà, causat per un accident dins del sistema de reacció, com podria ser un xoc amb un vehicle o una mala instal·lació d'algun dels equips.

A continuació s'identificaran les zones que suposen un perill per al personal, en cas de fuga gasosa.

En la unitat de vaporització qualsevol fuga de gas que es produís podria originar una situació de perill ja que disposa d'una entrada de vapor a alta pressió, mentre que per l'interior de l'intercanviador hi circula o-xilè, component altament inflamable.

Una altra de les zones perilloses es troba en el conjunt de reacció, format per tres reactors que operen a 470°C i 3.5bar de pressió, per l'interior dels quals s'hi pot trobar un conjunt de substàncies inflamables i tòxiques.

Si la fuga en qualsevol punt es dona de manera continua, caldria eliminar les possibles fonts d'ignició properes a la zona afectada i aturar el procés immediatament.

Aquestes emissions són controlables i detectables gràcies a la instal·lació de detectors de gas en tota la secció, tot i que no estan considerades en el disseny principal d'aquesta. Aquest tipus d'emissions es poden evitar amb un bon manteniment de la planta.

#### **7.2.1.4. Vessaments de substàncies líquides**

Les fuites líquides de procés que es poden produir estan formades per orto-xilè. Segons la normativa, els límits de vessament d'aquest compost en l'aigua i el sòl, són de 200 kg/any per als dos casos. Aquests vessaments es poden produir per fuites fugitives en línies i bombes pertanyents a la secció d'impulsió. Agafant les dades de referència de l'apartat 7.2.1.1., es coneix que les emissions produïdes per aquests tipus de fuites seria de 1.64 kg/any, per tant, compleix la normativa.

Els vessaments de líquids que es produeixen a la secció de reacció també estan originats per les aigües residuals de la neteja d'equips, així com per restes d'olis provinents de les vàlvules que s'han vist arrossegats per l'aigua de pluja, que alhora també arrossega el material sòlid en suspensió que es troba a la superfície del paviment. Totes aquestes substàncies es dirigeixen als sistemes de drenatge instal·lats al sistema de reacció dissenyats especialment per evacuar-les.

Per tal de reduir la despesa d'aigua, es proposa reutilitzar els corrents residuals de la mateixa, així com la recollida per la pluja en els drenatges i utilitzar-la com a servei en la planta a posteriori del tractament pertinent.

### **7.3. Residus sòlids**

A la instal·lació s'originen residus sòlids classificats com a residus industrials assimilables als urbans, els quals es produeixen en les oficines, zones de treball, neteja i manteniment.

Els materials seran papers, plàstics, cartrons, embalatges, etc. i es dipositaran en els contenidors degudament senyalitzats per a materials reciclats o incinerats

### **7.4. Despesa energètica**

El consum produït a la planta prové principalment de l'electricitat. Els elements que consumeixen electricitat són principalment bombes, compressors i tots els edificis, com serien les oficines, els laboratoris, etc.

En base a l'estudi econòmic de l'apartat 8, s'ha determinat que el consum d'electre a la secció és de 4.5MW.

### **7.4.1. Gestió energètica**

La planta presenta un compromís energètic basat en la ISO 50001. Per tal de verificar i complir amb aquesta, l'empresa crearà un grup encarregat del sistema de gestió d'energia. En el grup s'integren diferents càrrecs de responsabilitat, com serien els equips de procés, el sistema d'*utilities* i disseny de projecte, etc. Aquests proposaran plans de millora, els quals aniran acompanyats d'un estudi econòmic per part del personal de comptabilitat.

Es realitzarà un inventari amb tots els equips i activitats que presenten consum energètic i s'elaborarà un manual de bones pràctiques, que inclourà manuals d'operació i manteniment dels equips. S'ha de tenir en consideració el cicle de vida de cadascuna de les activitats, des de l'inici fins als seu desús.

Per tal de determinar el valor del consum energètic de la planta i analitzar així la seva evolució un cop instaurades les millores, s'utilitzarà un indicador d'intensitat energètic que permetrà comparar el nivell actual de consum i el de referència.

Un cop aplicat el sistema de millores energètiques, aquestes han de ser monitoritzades i és convenient realitzar auditories de consum internes i externes per tal de determinar aquells punts on hi ha major pèrdua energètica, alhora que s'estableix un millor control.

### **7.5. Identificació dels impactes ambientals**

La implantació d'una nova planta en un territori, comporta un impacte en molts àmbits diferents. Per aquesta motiu s'ha decidit realitzar un arbre d'accions per a la fase de construcció i explotació d'aquesta, considerant la relació entre el projecte, les alternatives i el medi.

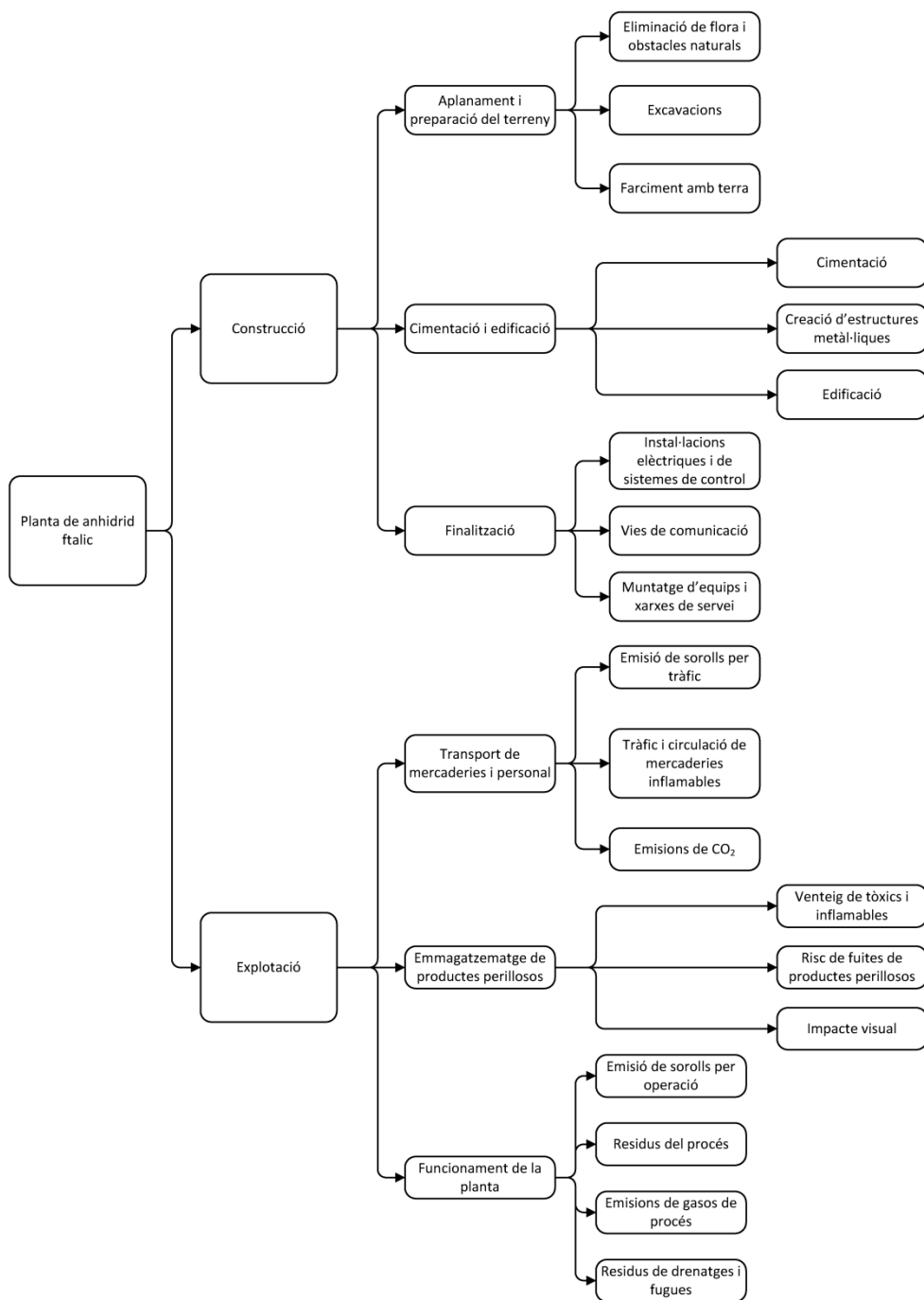


Figura 7.5.1. Arbre d'identificació d'impactes de les fases de construcció i explotació.

### 7.5.1. Caracterització dels impactes

Els impactes detectats gràcies a l'arbre d'accions s'han definit i classificat segons els conceptes establerts pel RD 1131/1988. Les definicions, així com una taula resum de la caracterització dels efectes sobre el medi ambient, es troben a continuació.

Taula 7.5.1. Definicions dels impactes.

Eliminació de flora i obstacles naturals	Procés inicial de construcció en el que es retiren la vegetació i altres obstacles per tal de prosseguir amb el procés d'aplanament del terreny.
Excavacions	Procés de preparació prèvia del terreny per a la posterior cimentació. Assegurar la preservació de les possibles restes arqueològiques que s'hi puguin trobar.
Farciment amb terra	Procés de preparació prèvia del terreny per a la posterior cimentació.
Cimentació	Creació d'una base estable on es depositarà la planta construïda a base de ciment i acer.
Creació d'estructures metàl·liques	Muntatge de les estructures encarregades de suportar el pes dels diferents equips de procés.
Edificació	Construcció de les instal·lacions destinades a la gestió, control i manteniment de la planta.
Instal·lacions elèctriques i de sistemes de control	Instal·lació de l'entramat de cables destinat al control i l'alimentació elèctrica.
Vies de comunicació	Construcció de les vies de comunicació necessàries per al correcte accés a la planta.
Muntatge d'equips i xarxes de serveis	Muntatge dels diferents equips de la planta així com l'entramat de canonades necessari.
Emissió de sorolls per tràfic	Sorolls produïts pel tràfic causat pel funcionament de la planta.
Tràfic i circulació de mercaderies inflamables	Possibles accidents o fuites que poden tenir lloc a causa del transport de les matèries primeres o productes del procés.
Emissions de CO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub> emès a l'atmosfera degut al transport de productes.
Venteig de tòxics i inflamables	Possibles emissions de tòxics o inflamables degut al procés de venteig dels tancs d'emmagatzematge.
Risc de fuites de productes perillosos	Possibles fuites dels tancs o del mateix procés d'algun dels productes perillosos per a la salut i el medi ambient.
Impacte visual	Les dimensions de les instal·lacions de la planta són considerables i generen un impacte visual.
Emissió de sorolls per operació	Sorolls produïts pel funcionament de la planta.
Residus del procés	Possibles alteracions del medi ambient degut als residus generats durant la producció.
Emissions de gasos de procés	Possibles alteracions del medi ambient causades per les emissions de gasos a l'atmosfera per fallades de procés.
Residus de drenatges i fugues	Possibles alteracions del medi ambient degut als drenatges i fugues que es puguin produir en el procés.

Taula 7.5.2. Caracterització dels impactes detectats.

	Eliminació de flora i obstacles naturals	Excavacions	Farciment amb terra	Cimentació	Creació d'estructures metàl·liques	Edificació	Instal·lacions elèctriques i de sistemes de control	Creació de vies de comunicació	Muntatge d'equips i xarxes de servei	Emissió de sorolls pel tràfic	Tràfic i circulació de mercaderies inflamables	Impacte visual (molt voluminos)	Emissió de sorolls per operació	Residus del procés	Emissions de gasos de procés	Residus de drenatges i fugues
Negatiu	X	X	X	X				X		X	X	X	X	X	X	X
Positiu					X	X	X		X							
Efecte mínim	X	X	X		X	X	X		X	X			X		X	X
Efecte notable				X				X			X	X		X		
Directe	X	X	X	X	X	X	X		X	X		X	X		X	
Indirecte								X			X			X		X
Simple	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X			X
Acumulatiu														X	X	
Sinèrgic																
Curt	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		X	X			
Mitjà														X		X
Llarg termini											X				X	
Temporal	X	X	X							X	X		X			
Permanent				X	X	X	X	X	X			X		X	X	X
Reversible	X	X	X							X			X			
Irreversible				X	X	X	X	X	X		X	X		X	X	X
Recuperable	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		X
Irrecuperable															X	
Periòdic										X			X			X
Irregular	X	X	X	X	X	X	X	X	X		X	X		X	X	
Continu	X	X	X	X	X	X	X	X	X			X	X	X	X	
Discontínu										X	X					X

En la taula anterior s'han classificat els impactes produïts de la implantació de la secció de reacció. Es pot observar que els impactes, tot i ser gairebé tots negatius, també tenen un

impacte mínim i de curt termini.

#### **7.5.1.1. Avaluació i valoració dels impactes**

Per a dur a terme una correcta avaluació dels impactes es realitzarà una valoració qualitativa tenint en compte les necessitats i possibilitats.

#### **7.5.2. Valoració qualitativa**

Tant la caracterització, com la matriu causa-efecte són mètodes que permeten realitzar la valoració qualitativa dels impactes. A banda de la caracterització, s'ha decidit establir la matriu causa-efecte construïda amb les accions establertes a l'apartat 7.5. i els factors que es poden veure afectats per aquestes.

Taula 7.5.3. Matriu causa-efecte dels impactes. Essent C: Compatible, M: Moderat, S: Sever i EC: Efecte crític.

		Factors ambientals														
		Zona geogràfica	Conreus	Erosió	Drenatge superficial	Qualitat de l'aire	Confort acústic	H. espècies comunes	Paisatge	Qualitat de vida	Activitats econòmiques	Usos del sòl	Vies rurals	Desenvolupament urbanístic		
Accions de projecte	Construcció	Eliminació de flora y obstacles naturals	C		M	M			C	C	C		C		C	
		Excavacions	C			C							C			
		Farciment amb terra	C										C			
		Cimentació	M	C	C	C			C	S		C	C	M	M	
		Creació de estructures metàl·liques	M							M		C				
		Edificació	M	C	C					M		C	C	C	M	
		Instal·lacions elèctriques i de sistemes de control								C						
		Creació de vies de comunicació	M	C	C	C				M	M	M				S
		Muntatge d'equips i xarxes de servei	M							C		M				
	Exploitació	Emissió de sorolls pel tràfic						C			C				M	
		Tràfic i circulació de mercaderies inflamables					M				C	C			M	
		Impacte visual (molt voluminós)	C							S		C			M	
		Emissió de sorolls per operació						C			M			C	M	
		Residus del procés		C					M		M				C	
		Emissions de gasos de procés		M			M		C		C				C	
		Residus de drenatges i fugues		C			C		M		M				M	

En la taula anterior, es pot observar que els efectes derivats de la instal·lació de la planta són compatibles i moderats. Tot i això hi ha tres casos en que l'impacte generat s'ha classificat com a sever, els quals són la cimentació, la creació de vies de comunicació i l'impacte visual. Això és degut a que cal modificar i adequar la zona per a la instal·lació de la indústria, fet que implica canvis generalment irreversibles en el terreny. Per altra banda, hi ha un sever impacte visual, que trenca el paisatge natural de la zona, tot i això, la instal·lació es troba ubicada en un polígon, i per aquest motiu, l'impacte visual queda reduït substancialment.

La resta d'impactes són derivats de la implantació de la secció i la seva posterior implantació, les quals es poden reduir en la mesura del possible, amb els pertinents controls.

## 8. ESTUDI ECONÒMIC [HARGUINDEY]

### 8.1. Pressupost d'execució del projecte

Primerament és necessari destacar que l'anàlisi econòmic del sistema s'ha calculat en dòlars (\$) i no en euros (€), ja que encara que la planta es troba dins de la zona euro, el seu càlcul en dòlars maximitzarà les possibilitats de comparació amb altres projectes d'inversió.

S'ha realitzat un pressupost dels diferents equips presents en aquest projecte. Per aquesta finalitat s'ha fet ús del software *EDR-Mechanical* per al càlcul del cost de compra dels intercanviadors i reactors, a partir de les dades obtingudes del disseny mecànic dels equips.

Per a la resta d'equips que no són intercanviadors i per tal d'extrapolar els preus de construcció a partir dels preus de compra s'ha seguit el mètode descrit en el llibre *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* (ref.30) i s'ha contrastat amb bibliografia específica (ref.31).

A continuació es troba una taula amb els costos estimats per als diferents equips.

Taula 8.1.1. Cost estimat del equips, tot en \$. (Les comes separen milers).

	Preu de compra	Cost correlacionat	Cost de instal·lació nova	Núm.	Total
C-101 A/B/C/D/E	427,000	1,440,000	3,640,000	5	18,200,000
M-101 A/B/C/D/E	142,000	213,000	538,000	5	2,690,000
HE-101	31,000	107,000	269,000	1	269,000
HE-102 A/B/C/D/E	53,000	175,000	439,000	5	2,195,000
HE-103 A/B/C/D/E	48,000	158,000	397,000	5	1,985,000
HE-104 A/B	52,000	240,000	602,000	2	1,204,000
HE-105 A/B	144,000	954,000	2,398,000	2	4,796,000
R-101	557,000	3,433,000	8,626,000	1	8,626,000
R-102	851,000	5,242,000	13,172,000	1	13,172,000
R-103	856,000	5,276,000	13,257,000	1	13,257,000
P-101A/B	4,000	15,000	19,000	2	38,000
<b>TOTAL</b>					<b>66,300,000</b>

En la taula anterior els equips denominats amb M són els motors corresponents als compressors. En l'equip HE-105 el preu inclou el cost del refrigerant a utilitzar. Als equips denominats amb R, els reactors, s'inclou el preu del catalitzador i els accessoris especials requerits.

El preu de compra es correspon amb el preu de compra de l'equip, el cost correlacionat

té en compte el preu d'instal·lació, instrumentació i de les connexions pertinents aplicant un factor multiplicador que depèn del tipus d'equip i el seu servei (ref.30). A més com es tracta d'una nova instal·lació s'han de tenir en compte els costos de cimentació, instal·lació dels serveis i els edificis auxiliars necessaris, raó per la qual s'aplica un factor multiplicador (ref.30), donant lloc finalment al cost d'instal·lació nova.

En aquest apartat també val la pena destacar que s'ha estimat el cost del terreny en 1,250,000 \$.

## 8.2. Compte de resultats

Per tal d'establir la rendibilitat del procés primer s'ha buscat el preu dels serveis consumits de forma anual.

S'ha suposat una operació de la planta a temps complert (8760 hores/any), realitzant parades planificades de manteniment de 2 mesos cada 3 anys (7320 hores/any de parada). Aquesta elecció ve imposada per les dificultats que presenta la posada en marxa i parada del sistema de reacció.

Taula 8.2.1. Cost del serveis consumits. (Les comes separen milers).

Serveis	Quantitat consumida	Unitats	Cost per unitat (\$)	Cost anual (\$)
Electricitat	4.565	MW	75.00	3,004,000
Vapor a 22 Bar	2.340	GJ/h	15.11	310,000
Aigua de refrigeració	5.296	GJ/h	0.354	16,400
<b>TOTAL</b>				<b>3,330,400</b>

Les matèries primes són l'orto-xilè i l'aire. L'aire s'obté d'aspiració atmosfèrica i, per tant, el seu cost és el dels equips i l'energia necessària per a la seva injecció al procés.

Taula 8.2.2. Cost matèries primes. (Les comes separen milers).

Matèria prima	Quantitat consumida	Unitats	Preu (\$/kg)	Cost anual (\$)
Orto-xilè	12,700	kg/h	0.92	102,352,000

En el procés el producte principal és l'anhídrid ftàlic, l'anhídrid maleic es genera com a producte secundari i grans quantitats de vapor a alta pressió com a conseqüència de la gran quantitat d'energia alliberada en l'oxidació parcial de l'orto-xilè.

Taula 8.2.3. Sumari dels beneficis obtinguts al sistema de reacció.(Les comes separen milers).

Serveis	Quantitat consumida	Unitats	Preu (\$/kg)	Cost anual (\$)
Anhídrid maleic	938	kg/h	1.54	12,653,000
Anhídrid ftàlic	13,900	kg/h	1.13	137,593,000
Vapor a 22 Bar	105	GJ/h	15.11	13,884,000
<b>TOTAL</b>				<b>164,130,000</b>

Cal esmentar que el preu de venda estimat de l'orto-xilè és de 1.34 \$ el kg, el qual suposa un marge de 0.42 \$ per kilogram de producte. No obstant, aquest projecte només estudia la secció de reacció del procés, estimant que els seus costos haurien de suposar al voltant de la meitat dels de la planta sencera s'ha fixat aquest marge a la meitat, donant lloc als 1.13 \$ per kg mencionats a la Taula .

També s'ha tingut en compte un cost de 1,100,000 \$ a l'any en matèria de salari per als treballadors, estimant que la secció de reacció requerirà d'aproximadament 4 persones a torn complet (5 torns), amb una d'elles essent l'encarregat del torn, a més d'un sub-cap (llicenciat tècnic) i un cap de secció (llicenciat superior), suposant un total de 22 persones.

Els costos de manufactura totals s'han calculat aplicant factors correctius pels costos de manteniment tenint en compte els costos de la instal·lació, de personal i de matèries primeres (ref.30), suposant un total de 119,816,000 \$ a l'any . Per tant, sense tenir en compte les taxes ni la depreciació de la planta, restant els costos de manufactura als guanys generats per la venda s'obté un benefici de 22,919,000 \$ a l'any.

No obstant, encara que aquestes dades animen a realitzar un anàlisi econòmic amb més profunditat, no són representatives en si mateixes de la viabilitat econòmica de la planta.

### **8.3. Avaluació global de la inversió**

Per tal d'avaluar la inversió en el projecte s'ha seguit el procediment descrit en la bibliografia (ref.30) i s'ha fet ús de les eines proporcionades en el software *CAPCOST v2*.

A partir de les dades proporcionades en els apartats anteriors de l'estudi econòmic i de dades habituals de la indústria s'ha extrapolat un capital de treball de 16,430,000 de \$ i un valor de salvament de 6,630,000 (El valor que s'obtidria del desmuntatge i venda dels equips usats de la planta al final del projecte).

A més a més s'han fixat unes taxes del 42% i un interès anual per la inversió del 10%. S'ha estimat que la construcció de la planta s'efectuarà en aproximadament 2 anys, i pel que és habitual en la indústria al voltant del 60% serà invertit en el primer d'aquests dos

anys(ref.30).

S'ha fixat un temps de vida de la planta de 15 anys després de la posada en marxa i una depreciació de la planta en 10 anys.

Amb totes aquestes dades s'ha elaborat un diagrama *cash flow* descomptat (ref.30).

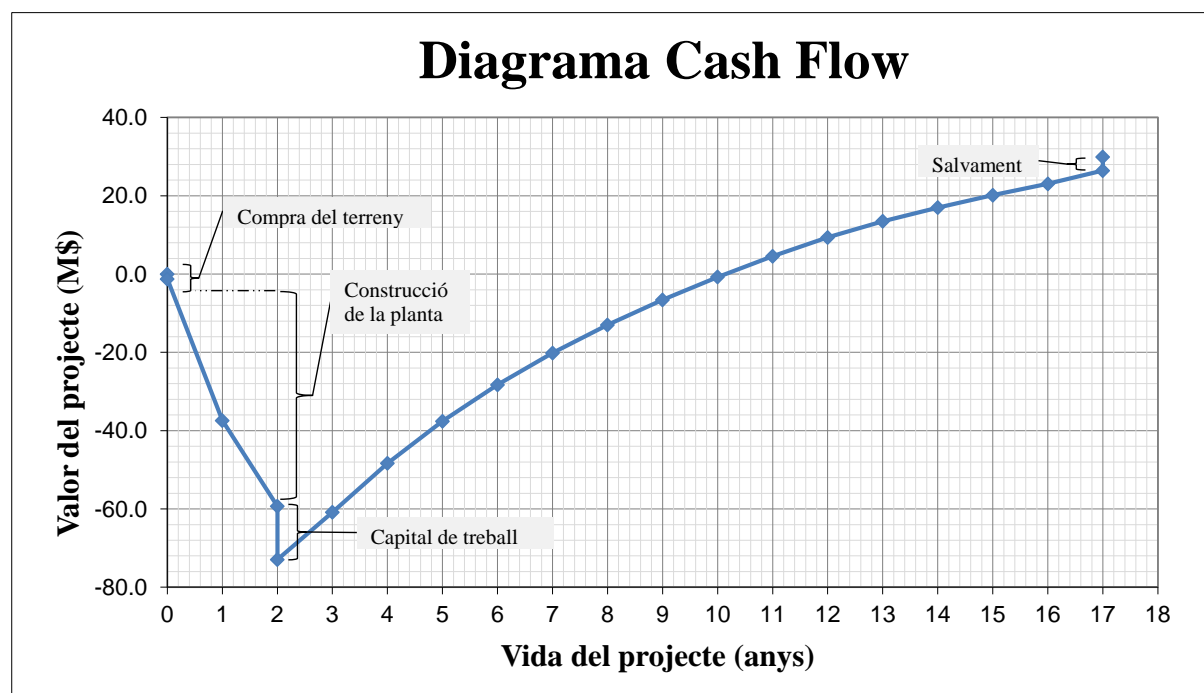


Figura 8.3.1. Diagrama *cash flow* amb anotacions.

Com a resultats del *cash flow* s'ha obtingut un valor net a l'acabar el projecte (VAN) de 29.94 M\$, una taxa de retorn descomptada (TIR) del 16.09% i 5.7 anys de període de retorn o *payback* descomptat. S'ha de destacar que el període de retorn de la inversió es calcula com el temps necessari per recuperar el capital invertit en el projecte, i no el temps en que el valor del projecte arriba a 0.

Aquestes dades són força positives, amb un temps de *payback* petit tenint en compte l'escala del projecte, i una taxa de retorn acceptable per a la majoria del sector. Per aquest motiu, i amb la intenció d'estudiar la sensibilitat del projecte a errors en les estimacions, s'ha realitzat un anàlisi de Monte Carlo.

Aquest és un anàlisi probabilístic amb números pseudoaleatoris creats mitjançant el programa *Microsoft Excel* que estudia els resultats del *cash flow* mitjançant la variació dels paràmetres d'entrada. Aquests resultats es recullen com a distribucions estadístiques que ajuden a establir les probabilitats de que el projecte fracassi o tingui èxit.

Per a efectuar l'anàlisi s'han estimat les possibles variacions dels paràmetres mostrats en la taula següent.

Taula 8.3.1. Paràmetres variats en l'anàlisi de Monte Carlo i límits de les variacions. (Les comes separen milers).

	Límit inferior (%)	Límit superior (%)	Valor base
Cost de la inversió	-20	30	66,300,000 \$
Preu del producte	-10	10	142,734,949 \$
Capital de treball	-50	10	16,430,000 \$
Taxes	-20	20	42%
Interessos	-10	20	10%
Preu de la matèria prima	-10	15	97,200,000 \$
Valor de salvament	-80	20	6,630,000 \$

Els límits dels paràmetres de la taula anterior s'han obtingut com a valors habituals en la indústria, tenint en compte un marge d'error de fins al 30% en l'estimació de costos en aquesta fase d'anàlisi econòmic (ref.30).

Després d'efectuar l'anàlisi de sensibilitat a 1000 punts variats aleatòriament, s'han obtingut els resultats de la sensibilitat del valor final net del projecte, de la taxa de retorn descomptada i del *payback* descomptat.

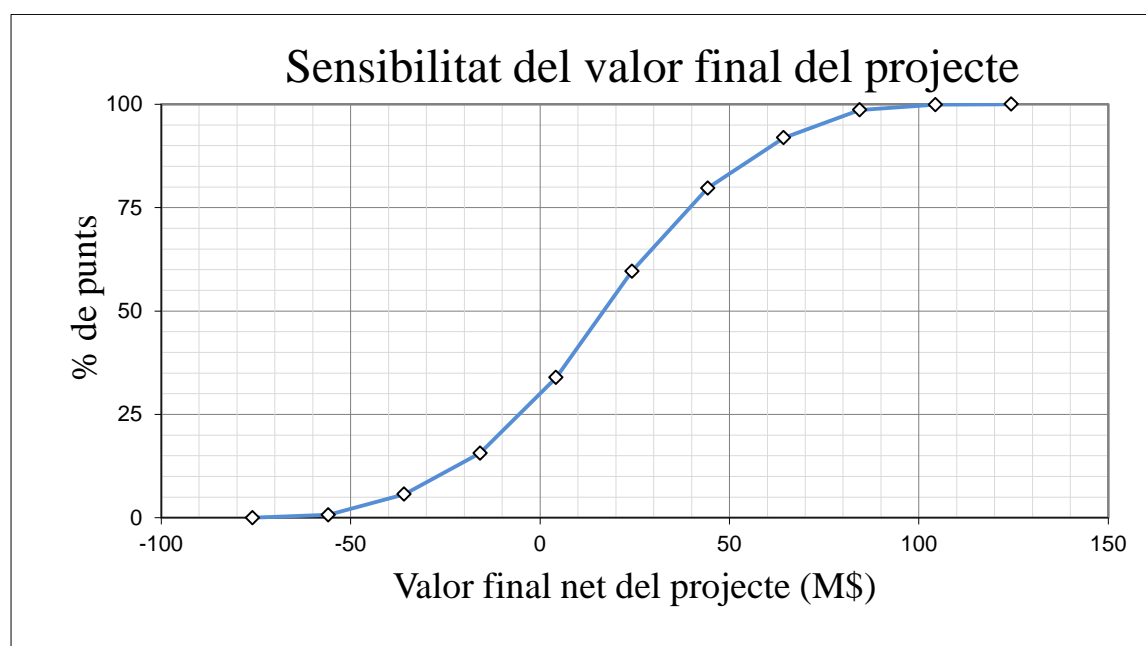


Figura 8.3.2. Distribució probabilística del valor final del projecte.

Tal i com es pot observar a la figura 8.3.2. hi ha menys d'un 30% de probabilitats de que el projecte acabi amb resultats negatius, i més d'un 50% de probabilitats de que acabi amb un valor net superior a 15 milions de dòlars.

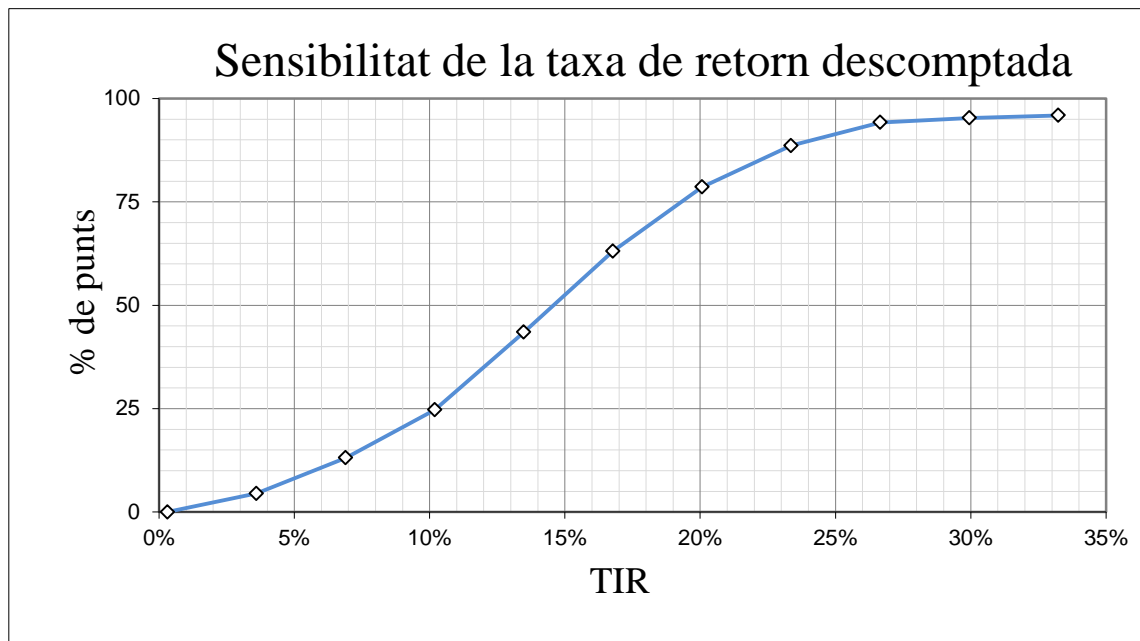


Figura 8.3.3. Distribució probabilística de la taxa de retorn descomptada.

Segons la figura 8.3.3. La probabilitat de que el projecte acabi amb una taxa de reton inferior al 10% és inferior al 25%, i hi ha un 50% de probabilitats de que aquesta taxa es situï per sobre del 14%.

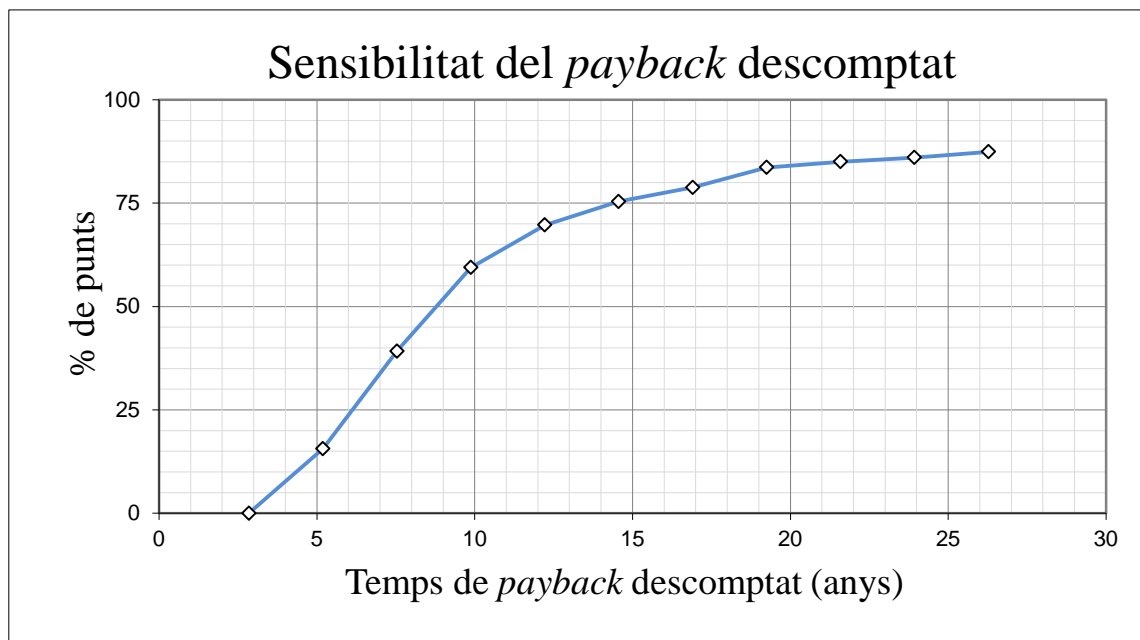


Figura 8.3.4. Distribució probabilística del temps de retorn descomptat de la inversió.

Tal i com es pot observar a la Figura. existeix més d'un 60% de probabilitats de que la inversió es recuperi en menys de 10 anys i al voltant d'un 50% de probabilitats de que la inversió sigui recuperada en menys de 8 anys. Aquestes dades contrasten en gran manera amb

el *payback* calculat de 5.7 anys, que segons l'anàlisi només correspon a menys del 25% de les probabilitats, i mostrant que, per tant, es tracta d'un resultat força optimista i sensible a canviar.

Es pot concloure doncs que els resultats calculats en l'anàlisi econòmic inicial són optimistes, amb una lleugera tendència a oferir un menor valor final de l'anunciat i amb un temps de *payback* sensible a errors en les estimacions, fent que sigui molt probable que aquest augmenti considerablement. No obstant, el projecte en general mostra valors prometedors de taxa de retorn descomptada i una baixa probabilitat d'acabar amb resultats negatius, oferint a la vegada valors de temps de retorn mitjans acceptables encara que allunyats de les estimacions inicials.



## **9. BIBLIOGRAFIA I REFERÈNCIES**

- [1] VCH, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 5<sup>th</sup> edition., Pàg 18924.
- [2] Kirk-Othmen, *Encyclopedia of industrial chemistry Technology*, 2<sup>nd</sup> Ed., Pàg 732-777.
- [3] J.A. Jara, A.Garea i J.A.Irabien, *Simulation of O-xylene oxidation into phthalic anhydride: Rigorous Multitubular Catalytic Reactor Modelling and Exportation into the Process Flowsheet*, 2005.
- [4] A.I.Anastasov i V.A.Nikolov, *Optimal Policies of Operation of a Fixed-Bed Reactor for Oxidation of o-Xylen into Phthalic Anhydride*, 1998.
- [5] J.N.Papageorgiou i G.F.Froment. *Phthalic Anhydride Synthesis. Reactor Optimization Aspects*, 1996.
- [6] R.Marx, H.J.Wölk, G.Mestl i T.Turek. *Reaction Scheme of O-xylene Oxidation on – vanadia Catalyst*, 2011.
- [7] C.O.Castillo-Arazia i F.López-Isunza. *Modeling the Partial Oxidation of O-xylene in an Industrial Packed-Bed Catalytic Reactor: The Role of Hydrodynamics an Catalyst Activity in the Heat Transport*, 2007.
- [8] M.P.Gimeno, J.Gascón, C.Téllez, J.Herguido i M.Ménendez. *Selective Oxidation of o-xylene to Phthalic anhydride over V2O5/TiO2: Kinetic Study in a Fluidized Bed Reactor*, 2007.
- [9] G.A.Orozco, J.R.Gomez. O.F. Sanchez, I.D.Gil i A.Duran. *Effect of kinetic Models on Hot Spot Temperature Prediction for Phthalic Anhydride Production in a Multitubular Packed Bed Reactor*.
- [10] A.I.Anastasov. *An investigation of kinetic parameters of the o-xylene oxidation process carried out in a fixed bed of high-productive vanadia-titania catalyst*, 2002.
- [11] P.H.Calderbank, K.Chandrasekharan i C.Fumagalli. *The prediction of the performance of packed bed catalytic reactors on the air-oxidation of o-xylene*, 1976.
- [12] <http://www.dow.com/heattrans/products/synthetic/dowtherm.htm>
- [13] <http://www.nist.gov/data/nsrds/NSRDS-NBS61-II.pdf>
- [14] <http://www.inl.gov/technicalpublications/Documents/4502650.pdf>
- [15] G.F.Hewitt, *Heat Exchanger Design Handbook, Thermal and Hydraulic Design; Part 3*, 2002.
- [16] C.M.Shu i P.J.Wen. *Investigation of the flammability zone of o-xylene under various pressures and oxygen concentrations at 150°C*, 2002.
- [17] <http://www.gencat.net:8000/oicqa/owa/b01.validar>

- [18] [http://www.igc.cat/web/es/ss19962000b\\_g.html](http://www.igc.cat/web/es/ss19962000b_g.html)
- [19] [http://www.igc.cat/web/es/sismologia\\_sismicitat\\_sismes19862000.html](http://www.igc.cat/web/es/sismologia_sismicitat_sismes19862000.html)
- [20] <http://www.dynalene.com/Dynalene-Molten-Salts-s/1831.htm>
- [21] <http://es.grundfos.com/>
- [22] Ariel (2010). Ariel JG and JGA compressors. [www.arielcrop.com](http://www.arielcrop.com)
- [23] Fogler, H. Scott. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 4th Edition.
- [24] H.S.Fogler. *Scilab Code for Elements of Chemical Reaction Engineering*, 2010.
- [25] R.Siwiek i C.Cesana. *Ignition behaviour of dusts: meaning and interpretation*. 1995
- [26] D.A.Crowl i J.F. Louvar. *Chemical Process Safety*, 2<sup>nd</sup> Ed.
- [27] Válvulas Nacional. Catálogo general. Válvula de seguridad 3-5211 i 3-5261.
- [28] <http://web.mit.edu/2.51/www/data.html>
- [29] <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbase/tables/thrcn.html>
- [30] Turton, Richard. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, Third Edition.
- [31] A.Mendes i A.R.Seita, *Design of Phthalic anhydride Production Process*, 2009.
- [32] [www.prtr-es.es](http://www.prtr-es.es)
- [33] <http://www.gilsoneng.com/reference/steelpipe.pdf>
- [34] “GULDE, Válvula de Control Simple de Asiento Serie 1100”, XOMOX.

**10. TAULA NOMENCLATURA**

Símbol	Descripció	Unitats
R	Radi de canonada	m
Q	Cabal fluid	m <sup>3</sup> /s o kg/h
v	Velocitat del fluid	m <sup>2</sup> /s
v'	Velocitat fluid	m <sup>2</sup> /s
∅	Diàmetre intern	m
∅'	Diàmetre intern	m
T <sub>disseny</sub>	Temperatura de disseny	°C o K
P <sub>disseny</sub>	Pressió de disseny	bar o Pa
T <sub>s</sub>	Temperatura superfície	°C o K
T <sub>f</sub>	Temperatura de operació	°C o K
T <sub>a</sub>	Temperatura ambient	°C o K
r <sub>i</sub>	Radi intern canonada	m
r <sub>1</sub>	Radi extern canonada	m
r <sub>2</sub>	Radi extern amb aïllant canonada	m
r <sub>e</sub>	Radi extern amb aïllant i recobriment de canonada	m
h <sub>a</sub>	Coef. Transport calor exterior	W/m <sup>2</sup> ·K
h <sub>f</sub>	Coef. Transport calor interior	W/m <sup>2</sup> ·K
k <sub>1</sub>	Conductivitat tèrmica canonada	W/m <sup>2</sup> ·K
k <sub>2</sub>	Conductivitat tèrmica aïllant	W/m <sup>2</sup> ·K
k <sub>3</sub>	Conductivitat tèrmica recobriment	W/m <sup>2</sup> ·K
T <sub>op</sub>	Temperatura operació	°C o K
P <sub>op</sub>	Pressió operació	bar o Pa
D <sub>nom</sub>	Diàmetre nominal canonada	in
CS	Acer al carboni	-
SS	Acer inoxidable	-
RW	Llana de roca	-
D <sub>línia</sub>	Diàmetre línia	in
D <sub>vàlvula</sub>	Diàmetre vàlvula	in
P <sub>entrada</sub>	Pressió a l'entrada del sistema	bar o Pa
r <sub>i</sub>	Velocitat reacció	mol/g <sub>cat</sub>
k <sub>i</sub>	Constant velocitat de reacció	mol/g <sub>cat</sub>
K <sub>c</sub> P <sub>ox</sub>	Constant de reacció	kmol/kg·s
m <sub>i</sub>	Consum d'oxigen	mol
F <sub>i</sub>	Cabals molars	mol/s
W	Pes de catalitzador	kg
γ <sub>i</sub>	Factor multiplicador	-
E <sub>ai</sub>	Energia d'activació	kJ
R	Constant dels gasos	J/K·mol o L·atm/K·mol
T	Temperatura	°C o K
k <sub>0i</sub>	Constant velocitat en condicions normals	mol/g <sub>cat</sub> ·s
H <sub>i</sub>	Entalpia de reacció	kJ
U <sub>a</sub>	Coeficient transferència calor	W/m <sup>2</sup> ·K
C <sub>p<sub>i</sub></sub>	Calor específic	kJ/kg
ρ	Densitat	kg/m <sup>3</sup>
P	Pressió	bar o Pa
β <sub>0</sub>	Constant	-

---

$A_c$	Àrea secció transversal	$m^2$
$\phi$	Porositat	-
$G$	Densitat flux màssic	$kg/m^2 \cdot s$
$g_c$	Constant	-
$D_p$	Diàmetre partícules	m
$\mu$	Viscositat	$kg/m \cdot s$
$w$	Potència	kW
LEL o LIE	Límit d'explosivitat inferior	$kg/m^3$
$y_i$ o $x_i$	Fracció volumètrica	-
UEL	Límit d'explosivitat superior	$kg/m^3$
$E_{combustió}$	Energia de combustió	kJ
$T_{ref}$	Temperatura referència	$^{\circ}C$ o K
OEM	Oxigen estequiomètric mescla	-
MOC	Mínima concentració d'oxigen	% v/v
$M$	Massa molecular	mol/g
$v_{cn}$	Volum 1 mol gas	$m^3$
$f_t$	Factor temperatura	-
$G$	Taxa escapament	$m^3/s$
$a$	Àrea orifici	$m^2$
$\sigma$	Densitat	$kg/m^3$
$Q_v$	Cabal ventilació	$m^3/s$
$k$	Factor de seguretat	-
$V$	Volum escapament	$m^3$
$R$	Radi escapament	m

---



Disseny del sistema de reacció d'una planta de producció d'anhídrid ftàlic by [Harguindey Sánchez, Albert Borque Galindo, José Antonio](#) is licensed under a [Creative Commons Reconocimiento-NoComercial-SinObraDerivada 4.0 Internacional License](#).

Puede hallar permisos más allá de los concedidos con esta licencia en <http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/deed.ca>