

Annex D. Simulació amb Hysys de l'alternativa proposada

Sumari

D.1. GLOSSARI	63
D.2. INTRODUCCIÓ	65
D.3. CÀLCUL DE CONSUMS DE MATÈRIES PRINCIPALS	67
D.3.1. Tecnologia convencional: desgreixatge aquós amb tensioactius	67
D.3.1.1. Consum de pell	67
D.3.1.2. Consum d'aigua	67
D.3.1.3. Consum de tensioactiu	67
D.3.2. Alternativa proposada: desgreixatge amb gas dens (CO ₂)	68
D.3.2.1. Consum de pell	68
D.3.2.2. Consum de diòxid de carboni	68
D.4. PRINCIPIS DE LA SIMULACIÓ	71
D.4.1. Model termodinàmic	71
D.4.2. Matèries principals	72
D.4.3. Serveis	73
D.4.4. Operacions físiques	74
D.5. SIMULACIÓ AMB HYSYS DE L'ALTERNATIVA PROPOSADA	75
D.5.1. Corrents i unitats de procés	75
D.5.2. Diagrama de flux	79
D.5.3. Resultats de la simulació. Balanços	80
D.6. CÀLCUL DELS EQUIPS DE LA PLANTA INDUSTRIAL	83
D.6.1. Mesclador	83
D.6.2. Grup de fred i condensador	83
D.6.3. Bomba	85
D.6.4. Intercanviadors de calor	85
D.6.5. Extractors	86
D.6.5.1. Dimensions dels extractors	86



D.6.5.2. Gruix dels extractors	87
D.6.5.3. Cabal de CO ₂ a l'extractor	88
D.6.6. Regulador de pressió.....	88
D.6.7. Separador ciclònic	88
D.6.7.1. Dimensions del separador.....	88
D.6.7.2. Gruix del separador	89
D.6.7.3. Velocitat del CO ₂ al separador	89
D.6.8. Canonades.....	90
D.6.9. Resum de resultats.....	91
D.7. CONCLUSIONS	93
D.8. BIBLIOGRAFIA	95
D.8.1. Referències bibliogràfiques	95
D.8.2. Bibliografia complementària	95



D.1. Glossari

Col·lecció de símbols que apareixen a l'annex i explicació del seu significat:

A	Àrea de transferència de calor [m ²]
C_p	Calor específica [kJ/kg·°C]
D	Diàmetre [m]
E	Eficiència [adimensional]
L	Longitud [m]
m	Massa per unitat de temps [kg/h]
P	Pressió [Pa]
P_c	Pressió crítica [Pa]
Q	Cabal [m ³ /h]
Q_e	Energia per unitat de temps [kJ/h]
r	Radi [m]
R	Constant dels gasos [Pa·m ³ /mol·K]
S	Superfície [m ²]
S_t	Tensió [Pa]
T	Temperatura [K]
T_c	Temperatura crítica [K]
T_r	Temperatura relativa [adimensional]
u	Velocitat [m/s]
U	Coefficient de transferència de calor [kJ/h·m ² ·°C]
V	Volum [m ³]



V_m	Volum molar [m^3/mol]
W	Potència [kW]
λ	Calor de vaporització [kJ/kg]
ω	Factor acèntric [adimensional]
ΔT	Interval de temperatures [$^{\circ}C$]



D.2. Introducció

En l'annex D es descriu detalladament com s'ha dut a terme la simulació de l'alternativa proposada, una planta industrial de desgreixatge amb gas dens (CO_2). S'ha realitzat mitjançant el simulador Hysys 2.4 (programa per a la simulació de plantes químiques). Pel fet de tractar-se d'una simulació, és impossible descriure el procés real amb absoluta exactitud.

Es detallen els càlculs de la planta industrial dissenyada: dimensions d'equips, gruixos, velocitats, cabal de diòxid de carboni... També es presenten els càlculs detallats dels consums de matèries principals, tant per a la tecnologia convencional de desgreixatge aquós com per a l'alternativa proposada de desgreixatge amb gas dens.

L'objectiu principal de la simulació i els càlculs relacionats és determinar el consum de solvent; per tant, l'emissió de diòxid de carboni a l'atmosfera, per tal de realitzar comparacions entre la tecnologia convencional i l'alternativa proposada (tant a nivell mediambiental com econòmic) i poder decidir quina és més sostenible.





D.3. Càlcul de consums de matèries principals

Es calculen els consums de matèries principals per a les dues tecnologies, la convencional i la proposada, ja que es pren com a base el consum de pell de la tecnologia convencional i, més concretament, de l'empresa Santiago Fatjó, S. L. [1].

D'aquesta forma és possible dissenyar una planta de desgreixatge amb gas dens amb la mateixa producció anual i, per tant, establir les comparacions corresponents.

D.3.1. Tecnologia convencional: desgreixatge aquós amb tensioactius

D.3.1.1. Consum de pell

Es desgreixen 600 pells en cada rentat que s'efectua. Sabent que es desgreixen 23000 pells a l'any [1], es determina el nombre de rentats a l'any que es duen a terme:

$$(23000 \text{ pells} / 1 \text{ any}) \cdot (1 \text{ rentat} / 600 \text{ pells}) = 38 \text{ rentats/any (aproximadament)}$$

D.3.1.2. Consum d'aigua

Sabent que es desgreixen 600 pells i es gasten 4500 l d'aigua en cada rentat que s'efectua [1], es determina el consum d'aigua per pell i per any:

$$(4500 \text{ l H}_2\text{O} / 1 \text{ rentat}) \cdot (1 \text{ rentat} / 600 \text{ pells}) = 7,50 \text{ l H}_2\text{O/pell}$$

$$(7,50 \text{ l H}_2\text{O} / 1 \text{ pell}) \cdot (23000 \text{ pells} / 1 \text{ any}) = 172500 \text{ l H}_2\text{O/any}$$

D.3.1.3. Consum de tensioactiu

Sabent que es gasta un 0,5% sobre el pes de la pell de tensioactiu i que una pell pesa 0,8 kg de mitjana [1], es determina el consum de tensioactiu per pell, per rentat i per any:

$$(0,5\%) \cdot (0,8 \text{ kg/pell}) = 4 \cdot 10^{-3} \text{ kg tensioactiu/pell}$$



$$(4 \cdot 10^{-3} \text{ kg tensioactiu} / 1 \text{ pell}) \cdot (600 \text{ pells} / 1 \text{ rentat}) = 2,4 \text{ kg tensioactiu/rentat}$$

$$(4 \cdot 10^{-3} \text{ kg tensioactiu} / 1 \text{ pell}) \cdot (23000 \text{ pells} / 1 \text{ any}) = 92 \text{ kg tensioactiu/any}$$

D.3.2. Alternativa proposada: desgreixatge amb gas dens (CO₂)

D.3.2.1. Consum de pell

Es considera que es treballen 230 dies anuals, ja que dels 365 dies de l'any se'n resten 104 dels caps de setmana i 31 dels festius i les vacances. Per tal de realitzar la mateixa producció anual que l'empresa que utilitza la tecnologia convencional, el consum de pell es reparteix de la següent forma:

$$(23000 \text{ pells} / 1 \text{ any}) \cdot (1 \text{ any} / 230 \text{ dies}) = 100 \text{ pells/dia}$$

Durant un dia tenen lloc 8 operacions d'extracció. Cada pell té un contingut inicial de greix de gairebé el 14% en pes i pesa 0,8 kg de mitjana. Per tant, el consum de greix és:

$$(100 \text{ pells} / 1 \text{ dia}) \cdot (0,8 \text{ kg} / 1 \text{ pell}) = 80 \text{ kg pell/dia}$$

$$(80 \text{ kg pell} / 1 \text{ dia}) \cdot (1 \text{ dia} / 8 \text{ extraccions}) = 10 \text{ kg pell/extracció}$$

$$(10 \text{ kg pell} / 1 \text{ extracció}) \cdot (13,9 \text{ kg greix} / 100 \text{ kg pell}) = 1,39 \text{ kg greix/extracció}$$

$$(1,39 \text{ kg greix} / 1 \text{ extracció}) \cdot (1 \text{ extracció} / 45 \text{ min}) \cdot (60 \text{ min} / 1 \text{ h}) = 1,85 \text{ kg greix/h}$$

D.3.2.2. Consum de diòxid de carboni

Consum de diòxid de carboni durant una operació d'extracció

Una operació d'extracció té una durada de 45 minuts, durant els quals es produeix una pèrdua de diòxid de carboni a través del separador. La quantitat de diòxid de carboni perduda s'ha de reposar per a mantenir el cabal d'extracció; el seu valor s'obté de les dades del corrent número 1 del diagrama de flux realitzat amb Hysys (apartat D.5 d'aquest annex).



· En volum: $9,486 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{h}$ (pèrdues que s'han de reposar)

$$(9,486 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{h}) \cdot (1 \text{ h} / 60 \text{ min}) \cdot (45 \text{ min} / 1 \text{ extracció}) = 7,115 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{extracció}$$

· En massa: $7,829 \cdot 10^{-2} \text{ kg CO}_2/\text{h}$ (pèrdues que s'han de reposar)

$$(7,829 \cdot 10^{-2} \text{ kg CO}_2/\text{h}) \cdot (1 \text{ h} / 60 \text{ min}) \cdot (45 \text{ min} / 1 \text{ extracció}) = 5,872 \cdot 10^{-2} \text{ kg CO}_2/\text{extracció}$$

Consum de diòxid de carboni durant una operació de descàrrega

Considerant una porositat de la pell d'un 40% (és a dir, un 60% del volum de l'extractor és ocupat per la pell i un 40% pel CO_2) i sabent que la densitat del CO_2 és de $824,69 \text{ kg/m}^3$ i el volum de l'extractor de 20 l, es determina el consum de diòxid de carboni durant una operació de descàrrega:

$$\text{Volum pell} = (60\%) \cdot (20) = 12 \text{ l}$$

$$\text{Volum CO}_2 = (40\%) \cdot (20) = 8 \text{ l}$$

$$(8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{descàrrega}) \cdot (824,69 \text{ kg/m}^3) = 6,598 \text{ kg CO}_2/\text{descàrrega}$$

Consum de diòxid de carboni total

Durant un dia es realitzen 8 extraccions i 8 descàrregues, que donen lloc al consum següent:

$$\cdot \text{En volum: } (8 \cdot 7,115 \cdot 10^{-5}) + (8 \cdot 8 \cdot 10^{-3}) = 64,57 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{dia}$$

$$(64,57 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ CO}_2 / 1 \text{ dia}) \cdot (230 \text{ dies} / 1 \text{ any}) = 14,85 \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{any}$$

$$(64,57 \text{ l CO}_2 / 1 \text{ dia}) \cdot (1 \text{ dia} / 100 \text{ pells}) = 0,6457 \text{ l CO}_2/\text{pell}$$

$$\cdot \text{En massa: } (8 \cdot 5,872 \cdot 10^{-2}) + (8 \cdot 6,598) = 53,25 \text{ kg CO}_2/\text{dia}$$

$$(53,25 \text{ kg CO}_2 / 1 \text{ dia}) \cdot (230 \text{ dies} / 1 \text{ any}) = 12247,5 \text{ kg CO}_2/\text{any}$$

$$(53,25 \text{ kg CO}_2 / 1 \text{ dia}) \cdot (1 \text{ dia} / 100 \text{ pells}) = 0,5325 \text{ kg CO}_2/\text{pell}$$

Els resultats dels consums de pell i diòxid de carboni per a l'alternativa proposada corresponen als valors introduïts en la simulació.





D.4. Principis de la simulació

D.4.1. Model termodinàmic

El model termodinàmic escollit per a dur a terme la simulació s'ha d'adaptar a totes les substàncies que intervenen en el procés proposat. Per tant, cal escollir un model que funcioni per a gasos i líquids. Després de valorar els aspectes anteriors, s'ha escollit el model de Peng Robinson [3]. L'equació d'estat del model de Peng Robinson (Eq. D.1) és la següent:

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (\text{Eq. D.1})$$

on: P = pressió [Pa]

R = constant dels gasos = 8,31 Pa·m³/mol·K

T = temperatura [K]

V_m = volum molar [m³/mol]

a , b , α vénen definits segons les equacions (Eq. D.2; Eq. D.3; Eq. D.4):

$$a = \frac{0.45724R^2T_c^2}{P_c} \quad (\text{Eq. D.2})$$

$$b = \frac{0.07780RT_c}{P_c} \quad (\text{Eq. D.3})$$

$$\alpha = \left(1 + \left(0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2\right) \left(1 - T_r^{0.5}\right)\right)^2 \quad (\text{Eq. D.4})$$

on: ω = factor acèntric [adimensional]

T_r = temperatura relativa = T / T_c [adimensional]

T_c = temperatura crítica [K]

P_c = pressió crítica [Pa]



L'equació de Peng Robinson, desenvolupada el 1976, té les següents característiques:

- 1) Els paràmetres s'expressen en funció de les propietats crítiques i el factor acèntric.
- 2) El model és força precís prop del punt crític, particularment per a càlculs del factor de compressibilitat i la densitat líquida.
- 3) L'equació és aplicable als càlculs de les propietats dels fluids en processos naturals de gasos.

Generalment l'equació de Peng Robinson dóna resultats molt semblants als de l'equació de Soave, tot i que és força millor per a predir densitats de molts compostos en fase líquida, especialment els apolars. Aquest model és vàlid per a gasos i líquids amb pressions inferiors als 300 – 400 bar.

D.4.2. Matèries principals

Les matèries principals que intervenen en el procés proposat són:

· La pell, que conté el greix a extreure. Per a la simulació amb Hysys del procés, s'ha considerat el greix en sí com el corrent d'entrada a l'extractor i no la totalitat de la pell, ja que la seva composició global és molt complexa. A més, aquesta consideració simplifica la introducció de dades en el simulador i no afecta al resultat de l'extracció (que permet desgreixar la pell, quedant la resta de substàncies inalterades després de l'operació).

Les característiques del greix introduïdes en el simulador són les següents:

Pes molecular = 800 kg/kmol

Temperatura d'ebullició normal = 487 °C

Densitat = 900 kg/m³

Aquestes propietats [4] corresponen a la lanolina, un dels principals components del greix de la pell de xai, que és la pell amb la qual s'han realitzat les proves en la planta pilot i es realitza el disseny de la planta industrial. Tot i que el greix també conté ceres, colesterol, àcids grassos i molts d'altres components, se n'ha escollit un de rellevant en la composició per a simular el greix de la pell. Les característiques introduïdes en el simulador han estat les requerides pel programa per a estimar la resta de propietats.



· El diòxid de carboni, que és el solvent del procés. El seu consum és petit, ja que es recircula després d'una d'extracció i es reutilitza en la següent. Per tant, només cal reposar les pèrdues de diòxid de carboni que es produeixen a través del separador del procés.

Pel què fa a les característiques del diòxid de carboni, no s'ha hagut d'introduir cap propietat del gas en el simulador, ja que aquest és un dels tants compostos que estan descrits en la base de dades del propi Hysys.

Els consums per extracció de matèries principals, tant de pell com de diòxid de carboni, són els calculats anteriorment en l'apartat D.3.2 d'aquest annex:

Consum de pell = 10 kg pell/extracció

Consum de diòxid de carboni = $5,872 \cdot 10^{-2}$ kg CO₂/extracció

D.4.3. Serveis

Els serveis que intervenen en el procés proposat són:

· Per al condensador, una mescla d'etilenglicol i aigua (al 50% en pes), que permet la condensació del diòxid de carboni abans de ser bombejat cap a l'extractor. La mescla d'etilenglicol i aigua passa dels -20 als -5 °C, mentre que el diòxid de carboni, que arriba al condensador a la seva pressió de vapor i a uns 50 °C aproximadament, surt condensat a una temperatura de -4 °C.

· Per als intercanviadors de calor, existeixen dues opcions:

1) Vapor d'aigua a 1 bar de pressió i produït en una caldera, que permet l'escalfament del diòxid de carboni (abans de l'extracció) i el diòxid de carboni més el greix (després de l'extracció).

2) Corrent elèctric, que realitza les mateixes funcions però permet la no utilització de vapor d'aigua en el procés i, per tant, la inexistència d'una caldera.

Els consums dels serveis es calcularan dins de l'apartat D.6 d'aquest annex, a partir dels resultats del balanç energètic de la simulació amb Hysys.



D.4.4. Operacions físiques

Les operacions físiques que tenen lloc durant el procés són:

- L'extracció del greix de la pell mitjançant diòxid de carboni a 120 bar i 30 °C, amb un rendiment d'extracció del 80%. Les condicions d'operació introduïdes en la simulació s'han establert a partir dels resultats obtinguts en els càlculs experimentals, que es presenten en l'annex C (Càlculs experimentals). Els experiments realitzats en la planta pilot han permès determinar les millors condicions d'extracció per a dur a terme la simulació amb Hysys, a nivell industrial, de l'alternativa proposada.
- La separació del greix del diòxid de carboni per a la recirculació d'aquest últim i el tractament del primer. El diòxid de carboni i el greix que surten de l'extractor són expandits a 57,2 bar i escalfats a 50 °C, condicions en les quals es produeix una millor separació del greix del diòxid de carboni [2].



D.5. Simulació amb Hysys de l'alternativa proposada

L'alternativa proposada al desgreixatge aquós amb tensioactius (tecnologia convencional) passa per substituir l'aigua pel diòxid de carboni com a solvent del procés. Es proposa una operació d'extracció en condicions subcrítics, en la qual el diòxid de carboni arrossega el greix que conté la pell. El greix i el diòxid de carboni són separats posteriorment. El greix extret s'envia a tractar (residu) i el diòxid de carboni es recircula per a ser reutilitzat en la següent operació d'extracció. D'aquesta forma només cal reposar les pèrdues de diòxid de carboni i es consumeix molt poc solvent.

La simulació amb Hysys d'aquesta alternativa no és exacta ni completa, ja que hi ha aspectes del procés que són molt difícils de simular. El corrent d'entrada a l'extractor, en la simulació del procés, està constituït per greix i no per la totalitat dels components de la pell. Aquesta simplificació no afecta al resultat final de l'extracció i ajuda a simplificar la introducció de dades en el programa. A més, s'ha simulat un sol extractor per al procés, però realment en el disseny de la planta industrial n'hi ha dos, que funcionen en paral·lel i seguint els temps marcats pel diagrama de Gantt corresponent.

Finalment, s'ha simulat en continu només la part del procés corresponent a l'extracció en sí, que dura 45 minuts, i no tot el procés, que és discontinu i engloba la càrrega, la pressurització, l'extracció, la despressurització i la descàrrega de l'extractor. No s'han simulat, per tant, les operacions de càrrega i descàrrega ni les pressuritzacions i despressuritzacions que tenen lloc abans i després d'una extracció.

L'explicació detallada de l'alternativa proposada per a la planta industrial d'extracció de greix està exposada en la memòria del projecte. En aquest apartat de l'annex D es descriu com s'ha dut a terme la simulació del procés real, que és una bona aproximació però no exacta.

D.5.1. Corrents i unitats de procés

Primer de tot es presenta una descripció dels corrents i les unitats de procés de la simulació amb Hysys de l'alternativa proposada, amb les dades introduïdes en el simulador i les condicions establertes per a cada corrent i unitat. Tot seguit es resumeixen en una taula les unitats de procés que formen part de la simulació i els corresponents corrents d'entrada i sortida de cada unitat.



Corrents de matèria

1 – El corrent 1 correspon al diòxid de carboni nou que cal reposar degut a les pèrdues que es produeixen en el separador. El diòxid de carboni, contingut en un dipòsit, arriba a la planta simulada a la seva pressió de vapor (57,20 bar) i a temperatura ambient (tot i que és variable, s'ha considerat de 25 °C sempre).

2 – El corrent 2 correspon a la mescla de diòxid de carboni nou i diòxid de carboni recirculat de l'operació d'extracció anterior. Es manté a la seva pressió de vapor i a una temperatura propera als 50 °C, ja que a aquesta temperatura arriba el diòxid de carboni recirculat i aquest representa la major part del diòxid de carboni total.

3 – El corrent 3 correspon al diòxid de carboni condensat, a 57,2 bar de pressió i a -4 °C de temperatura, que es dirigeix, líquid, cap a la bomba.

4 – El corrent 4 correspon al diòxid de carboni bombejat, al qual se li ha elevat la pressió de 57,2 bar fins a 120 bar. L'augment de pressió provoca un lleuger ascens de la temperatura del corrent.

5 – El corrent 5 correspon al diòxid de carboni a 120 bar de pressió i escalfat fins a 30 °C de temperatura, la temperatura de treball de l'extractor.

6 – El corrent 6 correspon al greix que entra a l'extractor. Tot i que en el procés industrial real s'hi col·loca tota la pell, per a realitzar la simulació només s'ha tingut en compte el greix, que és el component de la pell que es vol extreure. El cabal de greix introduït en el simulador és el calculat anteriorment en l'apartat D.3.2.1 d'aquest annex (1,85 kg greix/h).

7 – El corrent 7 correspon al diòxid de carboni més el greix extret després de l'operació d'extracció.

8 – El corrent 8 correspon al greix no extret degut al rendiment d'extracció, del 80% aproximadament, que té l'extractor del procés simulat.

9 – El corrent 9 correspon al diòxid de carboni més el greix extret, expandits a 57,2 bar per a ser enviats cap al separador, que opera a aquesta pressió.

10 – El corrent 10 correspon al diòxid de carboni més el greix extret, a 57,2 bar de pressió i escalfat a 50 °C de temperatura, la temperatura de treball del separador.

11 – El corrent 11 correspon al diòxid de carboni que surt del separador per caps i ja separat del greix.



12 – El corrent 12 correspon al greix que surt del separador per cues i ja separat del diòxid de carboni.

13 – El corrent 13 correspon al diòxid de carboni recirculat, provinent del separador, i es troba a 57,2 bar de pressió i 50 °C de temperatura (es considera que les pèrdues de càrrega són negligibles).

Corrents d'energia

A – El corrent A correspon a l'energia necessària per a condensar el diòxid de carboni abans de ser bombejat cap a l'extractor.

B – El corrent B correspon al treball que ha de realitzar la bomba d'alta pressió per a elevar la pressió del diòxid de carboni des de la seva pressió de vapor fins als 120 bar.

C – El corrent C correspon a l'energia necessària per a escalfar el diòxid de carboni fins a la temperatura de treball de l'extractor.

D – El corrent D correspon a l'energia necessària que cal subministrar a l'extractor per evitar les pèrdues de calor i, per tant, una disminució de la temperatura de treball.

E – El corrent E correspon a l'energia necessària per a escalfar el diòxid de carboni més el greix extret fins a la temperatura de treball del separador.

Unitats de procés

Mesclador – En el mesclador té lloc la barreja del diòxid de carboni recirculat i el diòxid de carboni nou. Els dos corrents 1 i 13 s'uneixen en un sol corrent, el 2, que porta el cabal de diòxid de carboni necessari per a dur a terme el procés d'extracció simulat.

Condensador – En aquesta unitat té lloc la condensació del diòxid de carboni, que arriba al condensador en forma de vapor, a 57,2 bar i 49,85 °C, i en surt a 57,2 bar i -4 °C (líquid).

Bomba – Una vegada es disposa del diòxid de carboni en forma líquida, aquest és enviat a la bomba d'alta pressió, que el bombeja cap a l'extractor a 120 bar.

Intercanviador de calor (1) – Abans d'arribar a l'extractor, però, s'escalfa el diòxid de carboni fins a la temperatura d'extracció, que és de 30 °C, mitjançant l'energia aportada en l'intercanviador de calor (1).



Extractor – El diòxid de carboni, a la pressió i temperatura de treball desitjades, entra a l'extractor i arrossega el greix que conté la pell, que s'hi ha col·locat prèviament. L'extractor té un rendiment del 80%.

Regulador de pressió – El regulador de pressió permet l'expansió del diòxid de carboni més el greix extret fins als 57,2 bar (pressió de treball del separador).

Intercanviador de calor (2) – En aquest nou intercanviador de calor té lloc l'escalfament del diòxid de carboni més el greix extret fins als 50 °C (temperatura de treball del separador).

Separador – En aquesta unitat es produeix la separació del diòxid de carboni i el greix. El diòxid de carboni surt per caps, mentre que el greix surt per cues i és enviat a una planta de tractament de residus.

Recirculació – El diòxid de carboni separat en la unitat anterior és recirculat i enviat de nou cap a l'inici del procés, on es reutilitza en la següent operació d'extracció.

Finalment, es presenta un resum de les unitats de procés que formen part de la simulació (taula D.1) i els corresponents corrents d'entrada i sortida de cada unitat:

UNITAT	CORRENT D'ENTRADA	CORRENT DE SORTIDA
Mesclador	1, 13	2
Condensador	2	3, A
Bomba	3, B	4
Intercanviador de calor (1)	4, C	5
Extractor	5, 6, D	7, 8
Regulador de pressió	7	9
Intercanviador de calor (2)	9, E	10
Separador	10	11, 12
Recirculació	11	13

Taula D.1 – Corrents i unitats de procés



D.5.2. Diagrama de flux

El diagrama de flux, realitzat amb Hysys sota les condicions explicades en l'apartat anterior, és el següent (figura D.1):

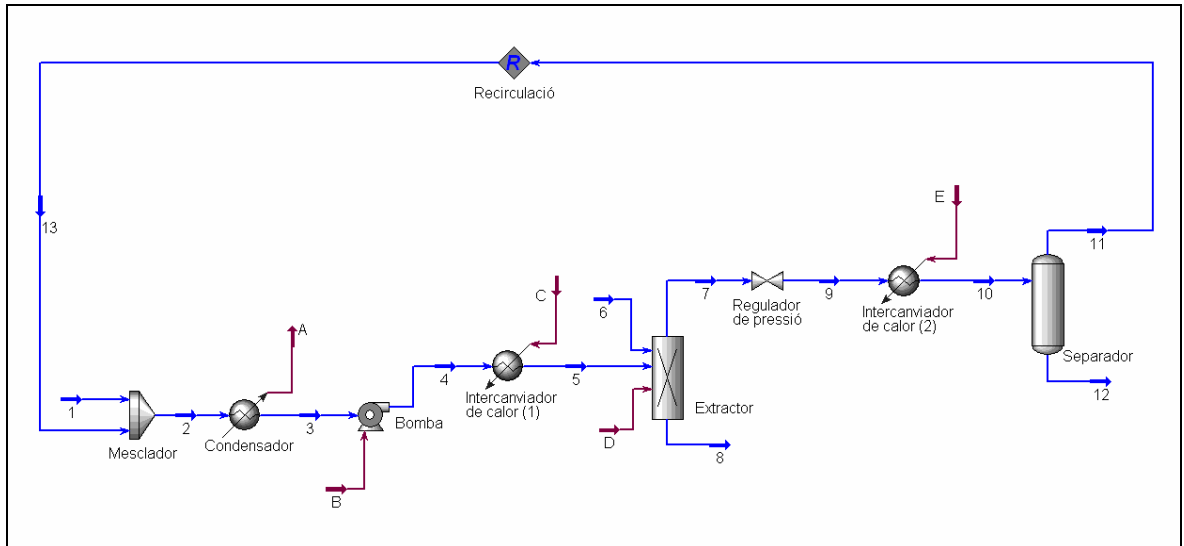


Fig. D.1 – Diagrama de flux realitzat amb Hysys de l'alternativa proposada

El diòxid de carboni nou es barreja en un mesclador amb el diòxid de carboni que prové de la recirculació, donant lloc a un corrent amb una temperatura de 49,85 °C i 57,2 bar de pressió. Tot seguit, el diòxid de carboni procedent del mesclador és condensat fins als -4 °C.

Una bomba eleva de pressió del diòxid de carboni fins als 120 bar als quals tindrà lloc l'operació d'extracció. A continuació, el diòxid de carboni és escalfat fins a 30 °C, que és la temperatura de treball de l'extractor.

El diòxid de carboni passa a través de l'extractor i arrossega el greix, que s'extreu amb un rendiment del 80%. El diòxid de carboni i el greix extret es fan passar a través d'una vàlvula i s'expandeixen fins als 57,2 bar. Tot seguit, el diòxid de carboni i el greix extret són escalfats fins a 50 °C, que és la temperatura de treball del separador.

El diòxid de carboni i el greix extret són separats en el separador. El greix s'obté per cues i el diòxid de carboni per caps. El diòxid de carboni separat es recircula per a ser utilitzat de nou en la següent extracció.



D.5.3. Resultats de la simulació. Balanços

Una vegada realitzada la simulació, es presenten els balanços de matèria i energia calculats pel programa Hysys, així com les composicions de cada corrent.

A continuació, la taula D.2 mostra les composicions de cadascun dels corrents de matèria del procés. Tot seguit, la taula D.3 presenta els resultats dels balanç d'energia del procés. Finalment, la taula D.4, a la pàgina següent, presenta la matriu de corrents que inclou el balanç de matèria del procés simulat.

NÚM. CORRENT	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
FRACCIÓ MOLAR (CO ₂)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,99	0,00	0,99	0,99	1,00	0,49	1,00
FRACCIÓ MOLAR (GREIX)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	0,01	0,01	0,00	0,51	0,00

Taula D.2 – Composició dels corrents

NÚM. CORRENT	A	B	C	D	E
FLUX DE CALOR [kJ/h]	4484,0	135,3	1166,0	85,3	3137,0

Taula D.3 – Balanç d'energia



NÚMERO CORRENT	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
FRACCIÓ DE VAPOR	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	$6,36 \cdot 10^{-2}$	0,99	1,00	0,00	1,00
TEMPERATURA [°C]	25,00	49,85	-4,00	1,94	30,00	30,00	30,00	30,00	19,98	50,00	50,00	50,00	50,00
PRESSIÓ [bar]	57,20	57,20	57,20	120,00	120,00	120,00	120,00	120,00	57,20	57,20	57,20	57,20	57,20
FLUX MOLAR [kmol/h]	$1,78 \cdot 10^{-3}$	0,36	0,36	0,36	0,36	$2,32 \cdot 10^{-3}$	0,36	$4,67 \cdot 10^{-4}$	0,36	0,36	0,36	$3,61 \cdot 10^{-3}$	0,36
FLUX MÀSSIC [kg/h]	$7,83 \cdot 10^{-2}$	15,76	15,76	15,76	15,76	1,85	17,24	0,37	17,24	17,24	15,69	1,56	15,69
FLUX VOLUM. [m ³ /h]	$9,49 \cdot 10^{-5}$	$1,91 \cdot 10^{-2}$	$1,91 \cdot 10^{-2}$	$1,91 \cdot 10^{-2}$	$1,91 \cdot 10^{-2}$	$2,06 \cdot 10^{-3}$	$2,07 \cdot 10^{-2}$	$4,15 \cdot 10^{-4}$	$2,07 \cdot 10^{-2}$	$2,07 \cdot 10^{-2}$	$1,90 \cdot 10^{-2}$	$1,74 \cdot 10^{-3}$	$1,90 \cdot 10^{-2}$
FLUX DE CALOR [kJ/h]	-707	-141630	-146114	-145978	-144812	-3644	-147635	-736	-147635	-144498	-140928	-3569	-140923

Taula D.4 – Matriu de corrents i balanç de matèria



D.6. Càlcul dels equips de la planta industrial

A partir dels resultats obtinguts de la simulació amb Hysys de l'alternativa proposada, s'han calculat les dimensions, potències, cabals, gruixos, etc., dels equips de la planta industrial dissenyada.

D.6.1. Mesclador

Es coneixen les dimensions del mesclador, que és d'acer inoxidable, a partir del cabal de diòxid de carboni que ha d'admetre, que és el mateix que el de l'extractor i s'ha calculat en l'apartat D.6.5.3 d'aquest annex:

$$Q = 1,91 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{h}$$

Cada extracció té una durada de 45 minuts. Per tant, un mesclador amb una capacitat de $0,02 \text{ m}^3$ és adient per a aquest cabal:

$$V = 0,02 \text{ m}^3$$

$$D = L = 0,3 \text{ m}$$

D.6.2. Grup de fred i condensador

El grup de fred produeix una mescla refrigerant d'aigua i etilenglicol al 50% en pes a $-20 \text{ }^\circ\text{C}$ per tal de condensar el diòxid de carboni a la seva pressió de vapor. A partir de les propietats de la mescla refrigerant i les dades del diagrama de flux realitzat amb el simulador Hysys, s'obté la massa d'aigua i etilenglicol necessària per a dur a terme el procés (Eq. D.5):

$$m = \frac{Q_e}{C_p \cdot \Delta T}$$

(Eq. D.5)

$$m = \frac{4484 \text{ kJ/h}}{(2,889 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}) \cdot [(-5^\circ\text{C}) - (-20^\circ\text{C})]} = 103,47 \text{ kg/h}$$



on: m = massa per unitat de temps [kg/h]

Q_e = energia per unitat de temps [kJ/h]

C_p = calor específica [kJ/kg·°C]

ΔT = interval de temperatures [°C]

Tenint en compte que el grup de fred s'ha de posar en marxa unes quatre hores abans que la resta d'equips que funcionen 8,5 hores al dia, ja que necessita un cert temps per a refredar aquesta massa refrigerant fins a -20 °C, s'obté que la massa i l'energia diàries són:

$$m = \frac{103,47 \text{ kg}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{12,5 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 1293,38 \text{ kg / dia}$$

$$Q_e = \frac{4484 \text{ kJ}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{12,5 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 56050 \text{ kJ / dia}$$

Es determina l'àrea de transferència de calor del condensador (Eq. D.6), que és d'acer inoxidable, a partir de les dades del diagrama de flux realitzat amb el simulador Hysys:

$$A = \frac{Q_e}{U \cdot \Delta T}$$

(Eq. D.6)

$$A = \frac{4484 \text{ kJ/h}}{(2,843 \text{ kJ/h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (26,15 ^\circ\text{C})} = 60,31 \text{ m}^2$$

on: A = àrea de transferència de calor [m²]

Q_e = energia per unitat de temps [kJ/h]

U = coeficient de transferència de calor [kJ/h·m²·°C]

ΔT = interval de temperatures [°C]



D.6.3. Bomba

La potència mínima de la bomba que eleva la pressió del diòxid de carboni fins als 120 bar s'obté de les dades del diagrama de flux realitzat amb el simulador Hysys: $3,757 \cdot 10^{-2}$ kW.

Tot i això, es decideix col·locar una bomba amb una potència força superior a la mínima, concretament 1,2 kW (4320 kJ/h), tres vegades major que la de la planta pilot, per raons de proporcionalitat i, sobretot, perquè es tracta d'una bomba d'alta pressió:

$$W = (4320 \text{ kJ/h}) \cdot (8,5 \text{ hores/dia}) \cdot (1/0,8 \text{ eficàcia}) = 45900 \text{ kJ/dia}$$

El simulador Hysys no preveu les diferències entre els equips que treballen a pressió atmosfèrica i els equips d'alta pressió. Per tant, tenint en compte el factor alta pressió, s'ha decidit que la bomba per a la planta dissenyada ha de tenir una potència de 45900 kJ/dia.

D.6.4. Intercanviadors de calor

Es determina l'àrea de transferència de calor dels intercanviadors de calor, que són d'acer inoxidable, a partir de les dades del diagrama de flux (Hysys) i aplicant l'equació (Eq. D.6):

$$\text{Intercanviador de calor (1): } A = \frac{Q_e}{U \cdot \Delta T} = \frac{1166 \text{ kJ/h}}{(0,207 \text{ kJ/h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (93,74 ^\circ\text{C})} = 60,09 \text{ m}^2$$

$$\text{Intercanviador de calor (2): } A = \frac{Q_e}{U \cdot \Delta T} = \frac{3137 \text{ kJ/h}}{(0,704 \text{ kJ/h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (74,56 ^\circ\text{C})} = 59,76 \text{ m}^2$$

Existeixen dues opcions d'escalfament dels intercanviadors de calor: la producció de vapor a 1 bar mitjançant una caldera o l'escalfament elèctric. Si es tria la primera opció, la massa de vapor necessària per als intercanviadors de calor es calcula segons l'equació (Eq. D.7):

$$m = \frac{Q_e}{\lambda}$$

(Eq. D.7)

on: λ = calor de vaporització [kJ/kg]



$$\text{Intercanviador de calor (1): } m = \frac{Q_e}{\lambda_{1\text{bar}}} = \frac{1166 \text{ kJ/h}}{2258 \text{ kJ/kg}} = 0,52 \text{ kg/h}$$

$$\text{Intercanviador de calor (2): } m = \frac{Q_e}{\lambda_{1\text{bar}}} = \frac{3137 \text{ kJ/h}}{2258 \text{ kJ/kg}} = 1,39 \text{ kg/h}$$

Tenint en compte que la caldera s'ha de posar en marxa una hora abans que la resta d'equips que funcionen 8,5 hores al dia, ja que necessita un cert temps per a produir el vapor, s'obté que la massa diària és:

$$\text{Intercanviador de calor (1): } m = \frac{0,52 \text{ kg}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{9,5 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 4,9 \text{ kg/dia}$$

$$\text{Intercanviador de calor (2): } m = \frac{1,39 \text{ kg}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{9,5 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 13,2 \text{ kg/dia}$$

D.6.5. Extractors

D.6.5.1. Dimensions dels extractors

Es coneixen les dimensions dels dos extractors de la planta industrial, que són d'acer inoxidable, per proporcionalitat amb les de l'extractor de la planta pilot. S'ha fixat el volum de l'extractor de la planta industrial en 20 l, ja que en l'extractor de la planta pilot hi caben 0,1 kg de pell i el seu volum és de 0,2 l, mentre que l'extractor de la planta industrial ha de tractar 10 kg de pell, és a dir, 100 vegades més. Per tant, cadascun dels dos extractors de la planta industrial tenen les següents dimensions:

$$V = 0,02 \text{ m}^3$$

$$S = 0,02 \text{ m}^2$$

$$L = 1,00 \text{ m}$$

$$D = 0,16 \text{ m}$$



D.6.5.2. Gruix dels extractors

Es determina el gruix per a cadascun dels dos extractors de la planta industrial dissenyada a partir de la fórmula corresponent (Eq. D.8) per a recipients cilíndrics sotmesos a pressió interna [5]:

$$t = \frac{P \cdot r}{S_t \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (\text{Eq. D.8})$$

on: t = gruix del recipient [m]

r = radi del recipient [m]

P = pressió màxima o de disseny [Pa]

S_t = tensió admissible a la temperatura de treball [Pa]

E = eficiència de les juntes [adimensional]

Per a cadascun dels extractors de la planta industrial, aquestes variables són les següents:

$$r = (0,16 / 2) = 0,08 \text{ m}$$

$$P = 200 \text{ bar} = 2 \cdot 10^7 \text{ Pa}$$

$$S_t = 13700 \text{ psi} = 9,32 \cdot 10^7 \text{ Pa}$$

$$E = 0,85$$

Per tant, el gruix resultant és:

$$t = \frac{2 \cdot 10^7 \cdot 0,08}{9,32 \cdot 10^7 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2 \cdot 10^7} = 23,80 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Per a obtenir el gruix final cal sumar $1,50 \cdot 10^{-3}$ m al gruix calculat, ja que cal tenir en compte la corrosió [5] que patirà el recipient:

$$\text{Gruix final} = (23,80 \cdot 10^{-3}) + (1,50 \cdot 10^{-3}) = 25,30 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$



D.6.5.3. Cabal de CO₂ a l'extractor

Coneixent les dimensions de l'extractor de la planta industrial i la velocitat del CO₂ (és la mateixa que en el cas de la planta pilot), es determina el cabal de CO₂ a l'extractor mitjançant l'equació (Eq. D.9):

$$Q = u \cdot S \quad (\text{Eq. D.9})$$

$$u = 2,64 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$S = 0,02 \text{ m}^2$$

$$Q = u \cdot S = (2,64 \cdot 10^{-4}) \cdot (0,02) = 5,31 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s} = 1,91 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{h}$$

D.6.6. Regulador de pressió

El regulador de pressió ha de permetre la reducció de la pressió del diòxid de carboni des dels 120 fins als 57,2 bar. No obstant, es considera que està dissenyat per a suportar pressions de fins a 200 bar.

D.6.7. Separador ciclònic

D.6.7.1. Dimensions del separador

Es calculen les dimensions del separador de la planta industrial, que és d'acer inoxidable, fixant que serà 10 vegades menor que l'extractor, ja que aquesta és la proporció aproximada que hi ha entre l'extractor i el separador de la planta pilot:

$$V = 2,08 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$S = 4,42 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$L = 0,47 \text{ m}$$

$$D = 7,50 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$



D.6.7.2. Gruix del separador

Seguint la mateixa metodologia emprada per al cas dels extractors i mitjançant l'aplicació de l'equació (Eq. D.8), es determina el gruix del separador de la planta industrial [5]. Per al separador de la planta industrial, les variables radi del recipient, pressió màxima o de disseny, tensió admissible a la temperatura de treball i eficiència de les juntes són:

$$r = (0,075 / 2) = 0,0375 \text{ m}$$

$$P = 200 \text{ bar} = 2 \cdot 10^7 \text{ Pa}$$

$$S_t = 13700 \text{ psi} = 9,32 \cdot 10^7 \text{ Pa}$$

$$E = 0,85$$

Per tant, el gruix resultant és:

$$t = \frac{2 \cdot 10^7 \cdot 0,0375}{9,32 \cdot 10^7 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2 \cdot 10^7} = 11,16 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Per a obtenir el gruix final cal sumar $1,50 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ al gruix calculat, ja que cal tenir en compte la corrosió [5] que patirà el recipient:

$$\text{Gruix final} = (11,16 \cdot 10^{-3}) + (1,50 \cdot 10^{-3}) = 12,66 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

D.6.7.3. Velocitat del CO₂ al separador

Coneixent les dimensions de la canonada que enllaça l'extractor i el separador i el cabal de CO₂ que hi circula (és el mateix que circula per l'extractor) i mitjançant l'aplicació de l'equació (Eq. D.9), es determina la velocitat del CO₂ a l'entrada del separador:

$$\text{Relació } D (\text{extractor}_{\text{planta pilot}}) / D (\text{canonada}_{\text{planta pilot}}) = (3,66 \cdot 10^{-2}) / (3,18 \cdot 10^{-3}) = 11,53$$

$$D (\text{canonada}_{\text{planta industrial}}) = D (\text{extractor}_{\text{planta industrial}}) / 11,53 = 0,16 / 11,53 = 14 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$Q = 5,31 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u = Q / S = (5,31 \cdot 10^{-6}) / (\pi \cdot (14 \cdot 10^{-3} / 2)^2) = 3,51 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$$



D.6.8. Canonades

Les canonades principals de la instal·lació, que uneixen la bomba, l'extractor i el separador, són d'acer inoxidable i han de poder suportar una pressió màxima de 200 bar, ja que aquest valor és el que poden suportar, com a màxim, l'extractor i el separador de la planta industrial. Les canonades, per tant, han de tenir un cert gruix de paret per a poder suportar aquests valors de pressió. A més, han de tenir un diàmetre interior mínim de $14 \cdot 10^{-3}$ m, ja que aquest valor és el que s'ha calculat en l'apartat anterior.

Per a determinar el gruix de paret necessari, s'ha utilitzat la taula continguda en la figura D.2, que es pot observar a continuació:

Ø ext. del tubo, mm	Espesor de pared del tubo, mm														Serie del racor Swagelok	
	0,8	1,0	1,2	1,5	1,8	2,0	2,2	2,5	2,8	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0		
Nota: Para servicio de gases, seleccione un espesor de pared del tubo fuera de la zona sombreada (Vea Servicio de gases en la página 2.)																
3	670															3M0
6	310	420	540	710												6M0
8		310	390	520												8M0
10		240	300	400	510	580										10M0
12		200	250	330	410	470										12M0
14		160	200	270	340	380	430									14M0
15		150	190	250	310	360	400									15M0
16			170	230	290	330	370	400 ^①								16M0
18			150	200	260	290	320	370								18M0
20			140	180	230	260	290	330	380							20M0
22			120	160	200	230	260	300	340							22M0
25				180	200	230	260	290	320							25M0
28					180	200	230	260	280	330						28M0
30						170	180	210	240	260	310					30M0
32						160	170	200	220	240	290	330				32M0
38							140	160	190	200	240	270	310			38M0
50										150	180	210	240	270		50M0

① La capacidad está basada en pruebas repetidas de presión del racor Swagelok con un factor de seguridad de 4:1 basado en fugas de fluido hidráulico.

Fig. D.2 – Gruix de paret en funció de la pressió [6]

La figura D.2 proporciona gruixos i diàmetres exteriors de canonades d'acer inoxidable segons la pressió que aquestes poden suportar. Per a la planta dissenyada i segons les consideracions descrites, s'han escollit canonades que suportin 200 bar de pressió i tinguin un diàmetre exterior de $18 \cdot 10^{-3}$ m i, per tant, un gruix de $1,50 \cdot 10^{-3}$ m. Així, aquestes canonades tindran un diàmetre interior de: $(18 \cdot 10^{-3} \text{ m}) - (2 \cdot 1,50 \cdot 10^{-3} \text{ m}) = 15 \cdot 10^{-3} \text{ m}$, valor lleugerament superior al mínim indicat ($14 \cdot 10^{-3} \text{ m}$) i que causarà una petita modificació de la velocitat del diòxid de carboni al separador ($3 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$).



D.6.9. Resum de resultats

En el resum de resultats (taula D.5) s'observen les dimensions i els gruixos finals dels principals equips de la planta industrial dissenyada, les dues unitats d'extracció i el separador, així com de les canonades que els uneixen. Tots ells són d'acer inoxidable 316.

EQUIP	ALÇADA [m]	DIÀMETRE INTERIOR [m]	GRUIX [m]
Extractors	1,00	0,16	$25,30 \cdot 10^{-3}$
Separador ciclònic	0,47	$7,50 \cdot 10^{-2}$	$12,66 \cdot 10^{-3}$
Canonades	-	$1,50 \cdot 10^{-2}$	$1,50 \cdot 10^{-3}$

Taula D.5 – Dimensions i gruixos





D.7. Conclusions

En l'annex D s'han detallat els càlculs de l'alternativa proposada, una planta industrial de desgreixatge amb gas dens (CO_2), dissenyada a partir dels resultats obtinguts en els càlculs experimentals de l'annex C (Càlculs experimentals) i simulada mitjançant el programa Hysys.

Prèviament a la simulació, s'ha determinat el consum de diòxid de carboni de la planta industrial, de 53,25 kg CO_2 /dia, valor de molta importància per a realitzar, posteriorment, l'anàlisi mediambiental de l'alternativa proposada i comparar-lo amb la de la tecnologia convencional. Tant el consum de pell com el consum de diòxid de carboni per a la planta industrial dissenyada, s'han calculat a partir del volum de producció (23000 pells/any) de l'empresa de referència de la tecnologia convencional (Santiago Fatjó, S. L.), amb la finalitat de poder establir futures comparacions mediambientals i econòmiques.

Pel què fa a la simulació amb Hysys de l'alternativa proposada, s'ha pogut comprovar que la simulació d'una planta no és mai exacta ni completa, tot i que s'aproximi força al procés real. Hi ha aspectes molt difícils de simular, com ara tots i cadascun dels components de la pell, que no s'han introduït en el simulador, sinó que només s'ha tingut en compte el propi greix de la pell. Aquesta simplificació no afecta al resultat final de l'extracció i ajuda a simplificar la introducció de dades en el programa.

Un dels aspectes menys concretats de la simulació amb Hysys de l'alternativa proposada ha estat la representació de l'energia necessària per a escalfar el diòxid de carboni abans de l'extracció i el diòxid de carboni més el greix extret abans de la separació, és a dir, els intercanviadors de calor. Aquest fet es deu a la doble possibilitat de resolució que existeix: la producció de vapor mitjançant una caldera o l'escalfament elèctric. Aquestes dues possibles alternatives s'estudiaran a fons en l'annex E (Anàlisi mediambiental) i l'annex F (Anàlisi econòmica), per tal de decidir quina de les dues és la més òptima.

A partir de la simulació de la planta i els càlculs corresponents, s'han determinat també les dimensions dels principals equips, així com cabals, potències, gruixos, etc. Aquests últims càlculs han permès acabar de definir els equips simulats que conformen la planta industrial dissenyada.





D.8. Bibliografia

D.8.1. Referències bibliogràfiques

- [1] FATJÓ, SANTIAGO. Comunicació personal. Santiago Fatjó, S. L., Polígon Industrial Malloles, Sant Llorenç Desmunts, A 18, 08500 Vic, juny – juliol de 2006.
- [2] MARSAL, A., [et al.]. *Application of the supercritical CO₂ extraction technology on the recovery of natural fat from the sheepskin degreasing process. Journal of Supercritical Fluids*. Núm. 18, 2000, p. 65-72.
- [3] PENG, D. Y., ROBINSON, D. B. *A new two-constant equation of state*. Inc. Eng. Chem., 15 (1), 1957, p. 59-64.
- [4] SAIZ, S. *Eliminació de la lanolina de la llana amb diòxid de carboni supercrític*. Projecte de fi de carrera, Universitat Politècnica de Catalunya, 1998.
- [5] RECASENS, F. Apunts de l'assignatura: *Disseny d'equips i instal·lacions*. Barcelona, Universitat Politècnica de Catalunya, Enginyeria Química 5è, 2006.
- [6] SWAGELOK. Fluid System Technologies.

[<http://www.swagelok.com.mx>, 24 d'octubre de 2006].

D.8.2. Bibliografia complementària

- [7] CLAVIER, J. Y. *Manuels d'installation opératoire et de maintenance. Pilot d'extraction par fluide supercritique SFE 200*. Champigneulle, Rapport 96 R 493, 1996.
- [8] FISQ. Fitxes internacionals de seguretat química.

[<http://www.mtas.es/insht/ipcsnspn/Introducci.htm>, 23 d'octubre de 2006].
- [9] MARSAL, A., [et al.]. *Supercritical CO₂ extraction as a clean degreasing process in the leather industry. Journal of Supercritical Fluids*. Núm. 16, 2000, p. 217-223.



