

PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ



CAPÍTOL VI:

MEDI AMBIENT

ÍNDIX

6	MEDI AMBIENT.....	6-2
6.1	INTRODUCCIÓ.....	6-2
6.2	SISTEMES DE GESTIÓ AMBIENTAL.....	6-2
6.3	RESIDUS SÒLIDS:.....	6-4
6.3.1	DESCRIPCIÓ DE RESIDUS I TRACTAMENT	6-4
6.3.2	NORMATIVA APLICABLE	6-5
6.4	RESIDUS LÍQUIDS.....	6-5
6.4.1	DESCRIPCIÓ DELS RESIDUS I TRACTAMENT	6-5
6.4.2	NORMATIVA APLICABLE	6-6
6.5	EMISIONS DE GASOS	6-7
6.5.1	DESCRIPCIÓ DE LES EMISIONS.....	6-7
6.5.2	NORMATIVA APLICABLE	6-9
6.6	CONTAMINACIÓ ACÚSTICA	6-10
6.6.1	NORMATIVA APLICABLE	6-10
6.7	IMPACTE VISUAL	6-10
6.8	CONTAMINACIÓ LUMÍNICA.....	6-11
6.8.1	DESCRIPCIÓ	6-11
6.8.2	NORMATIVA APLICABLE	6-11
6.9	AVALUACIÓ AMBIENTAL	6-11
6.9.1	INTRODUCCIÓ.....	6-11
6.9.2	METODOLOGIA.....	6-11
6.9.3	MATRIU DE LEOPOLD	6-13
6.9.4	MESURES CORRECTORES.....	6-15

6 MEDI AMBIENT

6.1 INTRODUCCIÓ

S'entén per medi ambient l'entorn que afecta als éssers vius i condiona especialment les circumstàncies de vida de les persones. Compren el conjunt de valors naturals, socials i culturals existents en un lloc i un moment determinats, que influeixen en la vida dels éssers humans i en les generacions pròximes. S'ha de tenir cura del medi ambient, no només per l'espai en el que es desenvolupa la vida sinó que també avarca éssers vius, objectes, l'aigua, la terra i l'aire.

En els darrers anys s'ha experimentat un gran desenvolupament pel que fa a les noves tecnologies. Aquest fet, tot i ser beneficiós per al progrés de la societat, ha anat provocant un desequilibri al medi ambient. La sobreexplotació de camps de treball, tals d'arbres, sobreproducció de productes, ha anat generant mica en mica greus problemes a l'ecosistema.

Un dels sectors més involucrats en aquest desequilibri és el sector industrial, degut a la gran quantitat de processos químics que es realitzen avui en dia.

La indústria química s'encarrega de transformar matèries primeres en productes elaborats, de manera que en aquest procés, a part de consumir recursos, s'estan generant una gran quantitat de residus els quals la pròpia indústria s'ha d'encarregar de que siguin tractats ja sigui a la pròpia planta o bé a l'exterior, abans de ser emesos al medi ambient per tal d'evitar qualsevol alteració en l'equilibri del planeta.

És per això que en el moment en que es vol iniciar una activitat industrial és necessari una llicència ambiental. A més a més, s'ha de realitzar una valoració del impacte ambiental de la planta per veure com afectarà aquella activitat industrial en aquell emplaçament. Finalment, caldrà conèixer quins són els residus generats a la planta per realitzar el correcte tractament.

6.2 SISTEMES DE GESTIÓ AMBIENTAL

La contaminació és un aspecte molt tractat avui en dia per les empreses degut als costos econòmics, que cada cop són més elevats i, a la imatge tant desfavorable que dóna als consumidors.

Per a mantenir l'equilibri ecològic natural s'aplica un mecanisme de gestió ambiental, que tracta de gestionar tota activitat de les empreses que tenen, han tingut o poden tenir un impacte ambiental.

Un sistema de gestió ambiental és un instrument de caràcter voluntari dirigit a empreses o organitzacions, que volen garantir un nivell de protecció del medi ambient en la seva activitat. Té diferents avantatges per l'empresa en el sector ambiental i econòmic.

En l'àmbit ambiental ens trobem amb la optimització de recursos, la reducció de residus i la minimització de l'impacte ambiental derivat de la seva activitat. L'avaluació de l'impacte ambiental és un procés d'identificació, predicció, i d'avaluació dels efectes socials i biofísics, marcat per una normativa, de les propostes de desenvolupament abans d'adoptar decisions importants i crear l'Estudi de l'Impacte Ambiental (EIA), que permet determinar els efectes més previsibles que tindrà l'execució del projecte sobre el medi ambient. És un mecanisme de prevenció que tota empresa o organització ha de realitzar prèviament a la seva construcció.

Pel que fa a l'economia, la implantació d'un sistema de gestió ambiental permet la reducció de costos en la gestió de recursos i residus, redueix el risc de sancions econòmiques i facilita l'accés a subvencions o altres línies de finançament, potencia la innovació fent que l'organització sigui més competitiva i augmenta la seva reputació.

Així doncs, el principal objectiu d'aquests sistemes és garantir una millora en el comportament mediambiental de les empreses, arribar un nivell de sostenibilitat econòmica, ambiental i social.

Aquests sistemes de gestió han de ser assumits per tots els membres de la organització per tal de poder proporcionar al consumidor documents de totes les actuacions de caràcter mediambiental que es duen a terme a l'empresa amb la finalitat de demostrar que s'acompleix tota normativa i que estan exempts de produir contaminació ambiental. Aquest fet fa potenciar l'empresa i que tingui una millor valoració.

L'objectiu en aquest projecte serà evitar al màxim que el funcionament de la planta perjudiqui de forma negativa al medi ambient. Per a poder aconseguir-ho es fixaran els següents decrets i normatives:

- **Decret 93/1999**, de 6 d'Abril sobre procediments de gestió de residus.

- Àmbit d'aplicació: Aquest decret s'aplica a les activitats de producció, possessió, transport o gestió de substàncies o productes que tenen la consideració de residus, d'acord amb la normativa aplicable.
- **Decret 92/1999**, de 6 d'Abril, modificació del Decret 34/1996 de 9 de Gener, pel qual s'aprova el Catàleg de Residus de Catalunya (CRC).
- **Reglament 761/2001** Sistema Comunitari de Gestió i Auditoria Mediambiental. És una normativa voluntària de la Unió Europea que reconeix a aquelles organitzacions que han implantat un Sistema de Gestió Mediambiental (SGMA) i han adquirit un sistema de millora continua, verificat mitjançant auditories independents.
- **UNE-EN-ISO-14001:2004** Sistemes de Gestió Ambiental. Aquesta normativa és d'àmbit internacional.

6.3 RESIDUS SÒLIDS

6.3.1 DESCRIPCIÓ DE RESIDUS I TRACTAMENT

- Catalitzador:

El catalitzador utilitzat és la zeolita β , és sòlid i es troba en el reactor. Aquest és el residu sòlid més important que es produeix a la planta i té un temps de vida de 5 anys, però es recomanable renovar-lo cada dos anys. Per tant, durant el temps de parada de la planta es desmuntarà el reactor per extreure els tubs i així poder extreure el catalitzador sòlid del seu interior. Aquest no és tòxic ni contaminant pel medi ambient. Quan ja no es pugui fer ús del catalitzador, aquest serà tractat mitjançant un gestor extern que serà l'encarregat de recollir-lo a la planta i realitzar el posterior tractament.

- Residus banals:

També, cal comentar els residus banals que són els que es produiran degut a l'acció humana. Aquests poden ser paper o cartró, vidre, residus orgànics i residus sòlids urbans. S'emmagatzemaran fins que l'empresa municipal encarregada passi a recollir-los i serà aquesta qui els gestionarà.

6.3.2 NORMATIVA APLICABLE

- **Decret 399/1996**, de 12 de desembre, pel qual es regula el règim jurídic del fons econòmic previst al Decret legislatiu 2/1991, de 26 de setembre, pel qual s'aprova la refosa dels textos legals vigents en matèria de residus industrials.
- **Llei 42/1975**, de 19 de novembre, sobre rebuig i residus sòlids urbans.
- **Decret 64/1982**, de 9 de març, pel que s'aprova la reglamentació parcial del tractament del rebuig i residus
- **Decret 142/1984**, de 11 d'Abril, de desdoblament parcial de la Llei 6/1983, de 7 d'Abril, sobre residus industrials.

6.4 RESIDUS LÍQUIDS

6.4.1 DESCRIPCIÓ DELS RESIDUS I TRACTAMENT

- Efluents líquids de la posada en marxa:

Perquè s'iniciï el procés es necessari realitzar la posada en marxa, per tant fins que el procés no arriba a l'estat estacionari es produiran residus líquids. Aquests seran recollits i tractats per gestors externs.

- Aigües de procés:

S'entén per aigües de procés a aquells residus líquids generats en el procés, els rentats d'equips i instal·lacions i les purgues. Aquestes aigües no poden ser abocades al clavegueram degut a que contenen càrregues contaminants importants en la seva composició. Es contractarà un gestor extern per a la seva recollida i tractament.

- Aigües de servei:

Aquestes aigües són generades pels serveis de tota la planta, es troben dins de sistemes tancats del procés. No són efluents continus, per tant, només seran tractats quan es facin parades de la planta i es decideixi purgar l'aigua d'aquests sistemes per a renovar-la. Són de composició similar a les aigües urbanes, poden ser abocades a la xarxa de clavegueram. En cas d'una possible contaminació de l'aigua degut a una fuga, s'instal·larà un sistema de sensors al punt d'abocament el qual anirà enviant periòdicament mostres al laboratori on seran analitzades per evitar una possible contaminació, així doncs si en algun moment es detecta una composició diferent que pugui ser perjudicial, aquestes aigües deixaran de ser abocades a la xarxa de clavegueram i passaran a ser tractades.

- Aigües pluvials:

Es recolliran a l'exterior de la planta i rebran el tractament adequat. Són aigües amb una càrrega contaminant quasi nul·la, per tant seran reconduïdes al sistema de clavegueram municipal. Es disposarà d'un control de composició abans de ser abocades al riu.

La planta està formada per una xarxa de recollida d'aigües pluvials. Aquesta xarxa és l'encarregada de recollir l'aigua de pluja.

- Aigües sanitàries:

Provenen dels serveis i vestuaris de la planta, per tant estan contaminades amb components orgànics, sabons, etc.

Al no diferir de les aigües urbanes, no necessiten tractament i poden ser abocades a la xarxa pública i tractades a la depuradora municipal.

- Aigües de laboratori:

Les substàncies tractades en el laboratori que difereixin dels components habituals del procés seran recollides en bidons i tractades per empreses especialitzades.

- Residus líquids degut a un vessament o fuga:

En cas d'un possible vessament o fuga es necessària d'instal·lació de cubetes de retenció. En les zones d'emmagatzematge es disposarà de cubetes de retenció pels tancs de benzè, propilè, DIPB i cumè. El líquid vessat anirà a dipòsits on posteriorment serà tractat per un gestor extern. Segons l'APQ1 i les classes a les que pertanyen els combustibles que es troben a la planta no podran ser ajuntats.

En cas de vessament a la planta, totes les àrees de la planta excepte a la zona d'emmagatzematge, el líquid vessat anirà a la xarxa d'aigües pluvials on serà recollit i posteriorment tractat per un gestor extern.

6.4.2 NORMATIVA APLICABLE

- Llei 5/1981, de 4 de juny, sobre les lleis en matèria d'evacuació i tractament d'aigües residuals.
- Decret 83/1996, de 5 de març, sobre les mesures de regularització de l'abocament de les aigües residuals.

- Ordre de 19 de Febrer de 1987, normes complementaries en matèria d'autoritzacions d'abocament d'aigües residuals.

6.5 EMISIONS DE GASOS

L'atmosfera que rodeja el nostre planeta és una capa gasosa formada per nitrogen, oxigen, monòxid de carboni i d'altres components en quantitats inapreciables que fan possible la vida en ell. Si s'augmenta la quantitat de gasos a l'atmosfera, aquesta s'impurifica, es contamina. També s'ha de tenir en compte la contaminació atmosfèrica per formes de l'energia, com les radiacions ionitzants i el soroll.

Les emissions a l'atmosfera tenen lloc en forma de gasos, vapors, pols, aerosols, així com diverses formes d'energia, quedant els contaminants en suspensió i produint la degradació del medi ambient.

També, cal esmentar que la planta treballa amb hidrocarburs i per tant els principals contaminants seran els compostos orgànics volàtils. S'ha d'esmentar que aquests contaminants no es generen de forma contínua.

6.5.1 DESCRIPCIÓ DE LES EMISIONS

- Emissions gasoses per sistemes de ventilació:

A la planta de producció de cumè existiran residus com les emissions gasoses.

Tots els equips i tancs d'emmagatzematge disposaran de sistemes de ventilació i vàlvules de seguretat per evacuar qualsevol excés de pressió que pugui ser generat en el seu interior.

A més a més, s'enviarà a cremar la mescla que surt del tanc flash. El cabal de la mescla és de 814,6 m³/h. Aquesta mescla es caracteritza per trobar-se a 1,75 bars i una temperatura de 90°C.

Aquests gasos necessiten d'un tractament previ abans de ser emesos a l'atmosfera. El equip utilitzat per l'eliminació dels COV's serà l'oxidació tèrmica.

L'oxidació tèrmica regenerativa consisteix en un equip que treballa de forma contínua i que realitza una crema controlada (combustió) dels compostos orgànics volàtils. Per tant, consisteix en oxidar aquests contaminants mitjançant l'addició d'oxigen i una font d'ignició. Principalment, en la reacció d'oxidació s'obté CO₂ i H₂O i com a subproducte s'obtenen NO, NO₂, CO i partícules.

El funcionament d'aquest equip consta en la introducció dels gasos en una cambra regenerativa, posteriorment aquest gas passa a una matriu ceràmica en la que augmenta significativament la temperatura. Després, es passa a la cambra de combustió en la que té lloc la reacció d'oxidació esmentada. Cal comentar que aquests equips inclouen dispositius anomenats regeneradors que són els encarregats de recuperar la calor dels gasos depurats. Els regeneradors són de material ceràmic que acumulen la calor dels gasos que surten de la cambra d'oxidació. Mitjançant un sistema de vàlvules s'estableixen cicles de funcionament consecutius pels quals els gasos depurats que estan a 800 °C cedeixen la calor a les masses ceràmiques perquè els gasos contaminants que entren freds a la instal·lació agafin aquesta calor en el següent cicle.

L'oxidació tèrmica regenerativa permet eficàcies de recuperació de calor molt elevades (93%±2%). També, té baixos costos d'explotació i manteniment i alta eficàcia de depuració.

A continuació, es pot veure una imatge amb un equip d'oxidació tèrmica regenerativa.



Figura 6-1. Equip d'oxidació tèrmica regenerativa.

S'ha dissenyat l'equip d'oxidació tèrmica regenerativa per que treballi amb un cabal de 1200m³/h.

La OTR necessita un cabal constant de gas per tal de funcionar. Aquest cabal el dona la mescla que surt del tanc flash. A continuació, es mostra el funcionament d'un equip d'oxidació tèrmic regeneratiu.

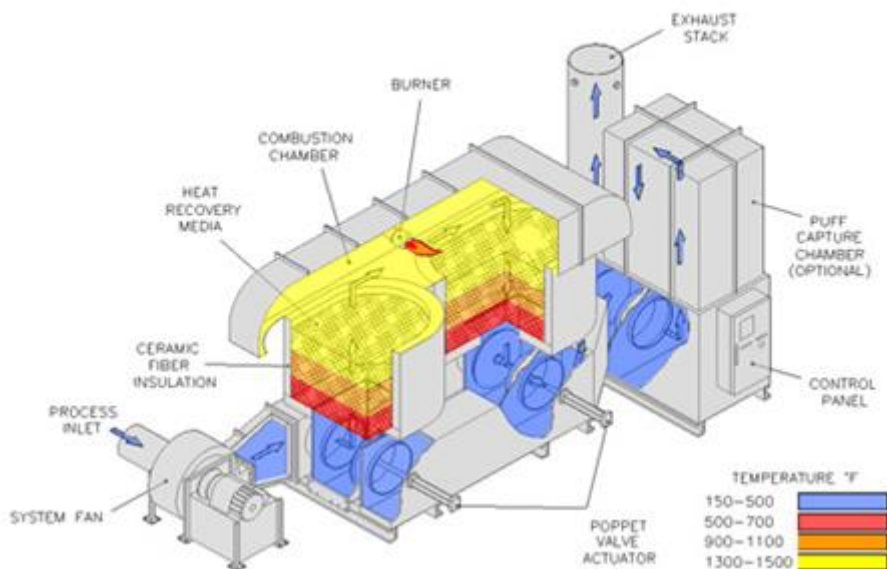


Figura 6-2. Funcionament de l'oxidació tèrmica regenerativa

6.5.2 NORMATIVA APLICABLE

- **Directiva 2010/75/UE** del Parlament Europeu i del Consell de 24 de Novembre de 2010 sobre les emissions industrials.
- **Decret 322/1987**, de 23 de setembre, de desplegament de la Llei 22/1983, de 21 de novembre, de Protecció de l'Ambient Atmosfèric regula els instruments i el procediment que es consideren necessaris per a una actuació efectiva de les Administracions públiques de Catalunya en el camp de la prevenció, la vigilància i la correcció de la contaminació atmosfèrica.
- **Llei 34/2007**, de 15 de novembre, de qualitat de l'aire i protecció de l'atmosfera.
- **Real Decret 117/2003**, de 31 de Gener, sobre la limitació d'emissions de compostos orgànics volàtils degut al ús de dissolvents en determinades activitats.

6.6 CONTAMINACIÓ ACÚSTICA

Qualsevol activitat humana comporta quasi sempre un nivell elevat de so. Segons el lloc, duració, tipus i moment en el que es produeix, aquest so pot resultar molest, incòmode i inclús alterar el benestar dels éssers vius.

S'entén per contaminació acústica l'excés de soroll que altera les condicions normals de l'ambient en una determinada zona. Si el soroll no s'acumula, trasllada o es manté en el temps com els altres tipus de contaminació, també pot causar grans danys en la qualitat de vida de les persones si no es realitza un bon control d'aquest. Aquest tipus de contaminació és principalment causada per les activitats humanes com ara el tràfic, les indústries, els locals d'oci, avions, etc. que produeixen efectes negatius sobre la salut auditiva, física i mental dels éssers vius.

6.6.1 NORMATIVA APLICABLE

- **RD 1367/2007**, de 19 d'Octubre pel que es desenvolupa la llei 37/2003, de 17 de Novembre, del Soroll, en referència a la zona acústica, objectius de qualitat i emissions acústiques.
- **Llei 16/2002**, de 28 de Juny, de protecció contra la contaminació acústica.

6.7 IMPACTE VISUAL

L'impacte visual és un factor molt important. Es tracta d'identificar els possibles impactes que el projecte proposat pot tenir sobre els recursos visuals. Per tal de rebre una bona acceptació per part dels habitants de la zona cal que la planta s'adeqüi a les condicions de l'ambient i quedi integrada estèticament en el seu entorn. Aquest fet no és fàcil degut a que en aquesta planta es tracten substàncies molt perilloses i altament inflamables i requereixen de grans equips per a garantir un bon control i seguretat. Es poden aplicar mesures que minimitzin aquest rebuig de la població, com per exemple, pintar les canonades i els tancs i amagar la planta amb zones d'arbres.

Altres factors a tenir en compte per els habitants de la zona i pels possibles clients de la planta són la facilitat per accedir ala planta per a fer visites guiades, facilitat d'aparcament per als camions i visites, etc.

6.8 CONTAMINACIÓ LUMÍNICA

6.8.1 DESCRIPCIÓ

És la contaminació que es produeix degut al excés nocturn de il·luminació. Per tant, és important il·luminar només la part necessària de la planta per tal de consumir el necessari.

6.8.2 NORMATIVA APLICABLE

La normativa vigent en aquest àmbit és la següent:

- **Decret 82/2005**, de 3 de Maig, pel qual s'aprova el Reglament del desenvolupament de la Llei 6/2001.
- **Llei 6/2001**, de 31 de Maig, d'ordenació ambiental del enllumenat per la protecció del medi nocturn.
- **Llei 3/1998**, de 27 de Febrer, de la intervenció integral de l'Administració ambiental.

6.9 AVALUACIÓ AMBIENTAL

6.9.1 INTRODUCCIÓ

L'avaluació o l'estudi del impacte ambiental (EIA) és un procediment de caràcter preventiu per incorporar la variable ambiental en la presa de decisions. Els objectius principals de l'estudi del impacte ambiental són definir i valorar el medi sobre el qual tindrà efectes el projecte, ja que consisteix en minimitzar o anular les possibles conseqüències ambientals dels projectes. També, preveure els efectes ambientals generats i avaluar-los per poder jutjar la idoneïtat del projecte .

6.9.2 METODOLOGIA

L'estudi del impacte ambiental de la planta s'ha realitzat mitjançant una eina anomenada Matriu de Leopold. Aquesta relaciona cada activitat realitzada en la planta amb els factors mediambientals. També, ens permet identificar els impactes més importants per avaluar-los i obtenir informació sobre aquest impacte per poder aplicar les mesures correctores corresponents.

Per poder conèixer el grau d'impacte de cada activitat s'ha utilitzat la següent formula:

$$\text{Importància del impacte} = \pm [3 \cdot \text{IN} + \text{AC} + 2 \cdot \text{SI} + \text{TE} + 2 \cdot \text{RV} + 2 \cdot \text{MC} + \text{PR}]$$

En la següent taula es pot observar que són els termes de l'equació anterior.

Taula 6-1. Termes de la matriu de Leopold.

Terme formula	Definició i puntuació
Caràcter ($\pm$)	Positiu: genera efectes beneficiosos (1) . Negatiu: manifesta pèrdua de valors naturals del medi (-1) .
Efecte (IN)	Directe: aquell que es provoca directament alterant el medi (5) . Indirecte: aquell que es desencadena per la independència del medi respecte a la situació d'acció (1) .
Intensitat (AC)	Mínima: el que es produeix alternant de manera molt mínima el medi (1) . Mitjana: el que es produeix alterant de manera mitjana el medi (2,5) . Notable: el que es produeix en forma d'alteració important en el medi (5) .
Sinergia (SI)	Simple (Sm): aquell que es manifesta en un sol component ambiental (1) . Acumulativa (A): aquell que es manifesta de forma progressiva i en ordre creixent (5) . Sinèrgica (Sn): produeix unes alteracions que indueixen a altres i s'acumulen. (3) .
Temporalitat (TE)	Curt termini (C): un any (5) . Mitjà termini (M): menys de cinc anys (3) . Llarg termini (L): a partir de cinc anys (1) .
Reversibilitat (RV)	Reversible (R): quan les condicions inicials es restableixen passat un temps (1) . Irreversible (I): quan no hi ha possibilitat de restablir les condicions inicials (5) .
Recuperable (MC)	Recuperable (Rc): quan es puguin realitzar mesures correctores o que minimitzen o anul·len l'efecte del impacte (1) . Irrecuperable (Ic): quan no hi ha possibilitat de recuperació (5) .
Aparició (PR)	Irregular (Ir): quan es impermissible de situar amb el temps (1) . Periòdic (Pr): quan suposa alteracions reiterades i intermitents (2,5) .

	Continu (Cn): quan suposa alteracions en el medi de manera perpetua en el temps (2,5). Discret (Ds): quan suposa una alteració que després d'un temps desapareix (1).
--	---

6.9.3 MATRIU DE LEOPOLD

Segons la formula i els paràmetres de l'apartat anterior s'ha arribat a la següent matriu de Leopold.

			Transport de productes químics	Càrrega i descàrrega de matèria prima i producte acabat	Emmagatzematge de matèries primes i producte acabat	Reactor	Separació	Nitrogen	Neteja d'equips i instal·lacions	Manteniment	Equips secundaris (bescanviadors, torres de refrigeració, etc	Compressors, bombes, etc	Oxidació regenerativa	Laboratori	Gerència, administració i serveis
Medi atmosfèric	Aire	Composició	-15	-33			-51			-29			-29,5		
		Qualitat	-15	-33			-51			-29	-33,5		-29,5	-13	
	Ambient	Soroll i vibracions	-29,5	-31			-25,5	-24	-28	-13	-29,5	-38	-29,5		
Medi terrestre	Sòl	Composició i qualitat		-45	-17,5				-24	-29		-13		-13	-13
	Hidrologia subterrània	Composició i qualitat		-39,5	-16				-24	-29		-13		-13	-13
Consum de recursos naturals	Renovables	Aigua							-41,5	-29					-31,5
	No Renovables	Energia elèctrica		-37,5		-53,5	-27	-37,5		-46,5	-56	-34	-32	-13	-34
		Energia tèrmica				-60	-29,5				-43				
		Productes químics	-37		-49,5	-37,5	-31	-13,5			-25		-40	-25	
Paisatge	Paisatge urbà	Afectació del paisatge	-15,5	-35	-53,5		-25,5								
Medi socioeconòmic	Població	Qualitat de vida													
		Generació d'ocupació	29	31,5	29	31,5	25,5		29,5	31,5		31,5		29,5	34
	Infraestructures i serveis	Camins i carreteres	-45,5												

	menor que 24
	entre 25 i 36
	entre 37 i 48
	més gran que 49

6.9.4 MESURES CORRECTORES

Un cop obtinguts els resultats de la Matriu de Leopold s'ha de procedir a la valoració de les mesures correctores.

La matèria prima és subministrada mitjançant una canonada i, per tant, els tancs estan dissenyats per cobrir les necessitats d'un dia de producció. D'aquesta manera es reduiran les possibles fuites o vessaments que puguin afectar al medi ambient.

També, en la part de separació s'obtindrà un combustible que serà enviat a cremar al equip d'oxidació tèrmica regenerativa. Per tant, s'evitarà la alliberació d'un contaminant a l'atmosfera en el mateix moment que es farà un aprofitament energètic.

A més a més, comentar que hi haurà un elevat consum energètic per part dels equips de serveis. Per tant, es realitzarà el manteniment necessari perquè aquest no es dispari.

Finalment, es pavimentarà tota la planta per tal de que qualsevol contaminant no pugui penetrar en el terra i fer malbé el sòl.

PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ



CAPÍTOL VII:

AVALUACIÓ ECONÒMICA

ÍNDEX

7	AVALUACIÓ ECONÒMICA.....	7-3
7.1	INTRODUCCIÓ.....	7-3
7.2	VALORACIÓ ECONÒMICA DE LA PLANTA I ESTIMACIÓ DE LA INVERSIÓ INICIAL.....	7-3
7.2.1	COSTOS PREVIS.....	7-3
7.2.2	CAPITAL IMMOBILITZAT	7-3
7.2.2.1	I1: Maquinaria i equips.....	7-5
7.2.2.2	I2: Costos d'instal·lació de maquinaria i equips	7-8
7.2.2.3	I3: Canonades i vàlvules	7-8
7.2.2.4	I4: Instruments de mesura i control.....	7-8
7.2.2.5	I5: Aïllaments.....	7-9
7.2.2.6	I6: Instal·lació elèctrica.....	7-9
7.2.2.7	I7: Terrenys i edificis.....	7-9
7.2.2.8	I8: Instal·lacions auxiliars.....	7-10
7.2.2.9	Capital físic (Y)	7-10
7.2.2.10	I9: Honoraris del projecte.....	7-10
7.2.2.11	Z: Capital secundari	7-10
7.2.2.12	I10: Contractació de les obres	7-10
7.2.2.13	I11: Imprevistos	7-10
7.2.2.14	I11: Capital inmobilitzat	7-11
7.2.3	CAPITAL CIRCULANT	7-11
7.3	COSTOS DE PRODUCCIÓ.....	7-11
7.3.1	COSTOS DE FABRICACIÓ DIRECTES.....	7-12
7.3.1.1	M1: Matèria prima	7-12
7.3.1.2	M2: Mà d'obra directe	7-12
7.3.2	COSTOS DE FABRICACIÓ INDIRECTES	7-12
7.3.2.1	M3: Patents	7-12
7.3.2.2	M4: Mà d'obra indirecta	7-12
7.3.2.3	M5: Serveis generals	7-13
7.3.2.4	M6: Subministres	7-13
7.3.2.5	M7: Manteniment	7-13
7.3.2.6	M8: Laboratori.....	7-13
7.3.2.7	M9: Envasat.....	7-14
7.3.2.8	M10: Expedició	7-14
7.3.2.9	M11: Directius i empleats	7-14

7.3.2.10	M12: Lloguers	7-14
7.3.2.11	M13: Impostos i taxes	7-14
7.3.2.12	M14: Assegurança	7-14
7.3.3	COSTOS GENERALS	7-15
7.3.3.1	Costos comercials (G1)	7-15
7.3.3.2	Gerència (G2)	7-15
7.3.3.3	Costos financers (G3)	7-15
7.3.3.4	Investigació i serveis tècnics (G4)	7-15
7.4	VENTES I RENDIBILITAT DEL NEGOCI	7-16
7.4.1	VENDES	7-16
7.4.2	ESTUDI DE LA RENDIBILITAT DE LA PLANTA	7-16
7.4.3	NET CASH FLOW	7-17
7.4.4	PARÀMETRES DE RENDIBILITAT	18
7.4.4.1	Càlcul del VAN	19
7.4.4.2	Càlcul del TRI (Taxa de rendibilitat intrínseca)	19
7.4.4.3	Relació interès amb el VAN	20

7 AVALUACIÓ ECONÒMICA

7.1 INTRODUCCIÓ

A continuació, es realitza l'estudi econòmic de la planta de producció de cumè i la seva viabilitat en el que es tindrà en compte costos i vendes així com la rendibilitat de l'empresa. L'estudi econòmic està dividit en les següents parts.

- Inversió inicial
- Estimació de costos
- Ventes i rendibilitat

7.2 VALORACIÓ ECONÒMICA DE LA PLANTA I ESTIMACIÓ DE LA INVERSIÓ INICIAL

La inversió inicial és el tot el capital de inversió necessari just abans de començar l'activitat. La inversió inicial està formada per:

- Costos previs
- Capital immobilitzat
- Capital circulant
- Posada en marxa

7.2.1 COSTOS PREVIS

Quan es parla de costos previs, es parla del capital necessari abans d'iniciar la implantació del projecte. Consta de la recerca del producte, la investigació científica, la gestió administrativa de l'empresa, els estudis de mercat amb la finalitat de conèixer les possibilitats de vendes del producte acabat.

7.2.2 CAPITAL IMMOBILITZAT

El capital immobilitzat consta dels costos d'establiment, immobilitzats materials i no materials, amortitzacions acumulades, provisions. És per tant, el capital de la compra i instal·lació d'equips.

Aquest capital a mesura que passa el temps perd valor i, per tant, permet que sigui amortitzable des del punt de vista comptable, considerant una amortització lineal.

El càlcul de la maquinaria i els equips (I1) s'ha calculat mitjançant diferents mètodes; el mètode de Happel, el mètode de les correlacions, i el mètode algorítmic. El mètode de Happel

es basa en l'ús de correlacions pel càlcul de cada equip. Per l'ús d'aquesta correlació s'ha de tenir en compte del tipus d'equip que es tracta i el paràmetre característic (àrea de bescanvi, potència motor, cabal, etc). S'obté el valor del preu el 1970, i mitjançant el valor del CEPCI del 2007 i 2014 s'obté el preu del any actual. El mètode de les correlacions es basa en calcular el preu en 2006 en base a el paràmetre característic de l'equip, es podien utilitzar el valor de CEPCI del 2007 però s'ha decidit que era més acurat utilitzar els del 2006. Mentre que el mètode algorítmic es basa en calcular el preu de l'equip en base a les seves característiques principals, com pot ser el material i el paràmetre característic. També s'ha utilitzat la web *matche.com* per a estimar el preu d'algun equip. En el cas de que es tingui el preu del proveïdor s'utilitza aquest.

El càlcul del capital immobilitzat s'ha realitzat mitjançant el mètode de Vian. Aquest mètode es basa en estimar el cost mitjançant percentatges de diverses partides a partir del valor obtingut en la maquinaria i els equips (I1).

El capital immobilitzat representa una part molt important en l'estudi econòmic ja que representa la part més important de la inversió inicial, per tant es necessari que doni un resultat precís.

A continuació, es mostren els apartats que s'han tingut en compte per realitzar el mètode de Vian:

- I1: Maquinaria i equips
- I2: Costos d'instal·lació de maquinaria i equips
- I3: Canonades i vàlvules
- I4: Instruments de mesura i control
- I5: Aïllaments
- I6: Instal·lació elèctrica
- I7: Terrenys i edificis
- I8: Instal·lacions auxiliars
- Y: Capital físic o primari
- I9: Honoraris del projecte
- Z: Capital secundari
- I10: Contractació de les obres
- I11: Imprevistos

7.2.2.1 I1: Maquinaria i equips

En aquest apartat es tindrà en compte el preu de la maquinaria i els equips. Per tant, s'inclouran els preus del reactor, tancs, bombes i canonades, etc. Aquest estudi es farà per àrees i finalment es farà el sumatori del preu de totes les àrees obtenint el valor de I1.

- Àrea 100:

Taula 7-1. Equips de l'àrea 100.

Equip	Característica		Preu unitari (\$)	Quantitat	Preu Total (€)
E-101	29,4	Àrea Bescanvi (m ²)	30960,27	1	25377,27
E-102	6,3	Àrea Bescanvi (m ²)	28358,22	1	23244,44
K-101	401,76	Potència motor (kW)	1473519,32	1	1207802,72
P-101c A/B	2,91	Cabal (l/s)	9934,26	2	16285,68
	0,746	Potència motor (kW)	714,01	2	1170,50
P-103a A/B	2,91	Cabal (l/s)	9934,26	2	16285,68
	0,373	Potència motor (kW)	39,38	2	64,56
P-104a A/B	2,91	Cabal (l/s)	9935,50	2	16287,71
	0,373	Potència motor (kW)	39,38	2	64,56
P-104b A/B	2,91	Cabal (l/s)	9935,50	2	16287,71
	0,373	Potència motor (kW)	39,38	2	64,56
V-101	150	Volum (m ³)	52473,17	1	43010,80
V-102	150	Volum (m ³)	52473,17	1	43010,80
V-103	200	Volum (m ³)	-	1	81967,21

- Àrea 200:

Taula 7-2. Equips de l'àrea 200

Equip	Característica		Preu unitari (\$)	Quantitat	Preu Total (€)
E-201	31,4	Àrea Bescanvi (m ²)	31214,07	1	31214,07
E-202	161,5	Àrea Bescanvi (m ²)	51723,64	1	51723,64
E-203	53,4	Àrea Bescanvi (m ²)	34192,56	1	34192,56
K-201	425	Potència motor (kW)	1501628,10	1	1501628,10
K-202	710	Potència motor (kW)	1807111,93	1	1807111,93
P-208 A/B	5,83	Cabal (l/s)	10559,37	2	21118,75
	0,559	Potència motor (kW)	398,78	2	797,55
R-201	595	Àrea Bescanvi (m ²)	141931,93	1	141931,93

MIX-201	12,6	Volum (m³)	35616,87	1	35616,87
	3,06	Potència (kW)	15235,83	1	15235,83
Catalitzador	-	-	-	-	108500

- Àrea 300:

Taula 7-3. Equips de l'àrea 300

Equip	Característica		Preu unitari (\$)	Quantitat	Preu Total (€)
E-300	295,4	Àrea Bescanvi (m²)	77099,16	1	63196,04
E-301	61,9	Àrea Bescanvi (m²)	35418,33	1	29031,42
E-302 (DOBLE TUB)	1,1	Àrea Bescanvi (m²)	4540,80	1	3721,964
E-303	14,9	Àrea Bescanvi (m²)	29238,17	1	23965,71
Co-301	35	Àrea Bescanvi (m²)	31679,00	1	25966,39
Co-302	17	Àrea Bescanvi (m²)	29472,38	1	24157,69
P-319a A/B	6,97	Cabal (l/s)	10794,21	2	17695,42
	1,12	Potència motor (kW)	1260,11	2	2065,748
P-319b A/B	6,97	Cabal (l/s)	10794,21	2	17695,42
	0,75	Potència motor (kW)	714,01	2	1170,502
P-320a A/B	1,28	Cabal (l/s)	9559,32	2	15671,01
	0,37	Potència motor (kW)	39,38	2	64,55802
P-320b A/B	2,91	Cabal (l/s)	9935,50	2	16287,71
	0,56	Potència motor (kW)	399,67	2	655,2002
P-320e A/B	2,91	Cabal (l/s)	9935,50	2	16287,71
	0,37	Potència motor (kW)	39,38	2	64,55802
P-321 A/B	14,03	Cabal (l/s)	12179,74	2	21963,46
	1,12	Potència motor (kW)	1260,11	2	2272,322
P-321b A/B	4,48	Cabal (l/s)	10276,75	2	18531,84
	0,56	Potència motor (kW)	399,67	2	720,7202
P-323 A/B	2,67	Cabal (l/s)	9880,63	2	17817,53
	0,75	Potència motor (kW)	714,01	2	1287,552
P-324 A/B	4,24	Cabal (l/s)	10223,91	2	18436,57
	0,56	Potència motor (kW)	399,67	2	720,7202
P-324b A/B	4,24	Cabal (l/s)	10223,91	2	18436,57
	0,56	Potència motor (kW)	399,67	2	720,7202
P-327 A/B	8,23	Cabal (l/s)	11049,73	2	19925,75
	0,75	Potència motor (kW)	714,01	2	1287,552
P-327b A/B	0,11	Cabal (l/s)	9252,57	2	16684,96
	0,37	Potència motor (kW)	39,38	2	71,01382
TR-301	3028,00	Pes (Kg)	147033,14	1	132570,9
	1,83	Diàmetre intern (m)	1670,40	1	17799,36

TR-302	4050,00	Pes (Kg)	170205,06	1	139512,3
	1,83	Diàmetre intern (m)	1670,40	1	24645,27
FS-301	3,687	Volum (m³)	5679,58	1	4655,391
Demister	-	-	-	-	2200
V-301	150	Volum (m³)	52476,75	1	43013,73
V-302	80	Volum (m³)	35988,70	1	29498,93
V-303	150	Volum (m³)	52476,75	1	43013,73
V-304	80	Volum (m³)	35988,70	1	29498,93
Reb-301	481,15	Àrea bescanvi (ft²)	65380,71	1	53590,75
Reb-302	386,42	Àrea bescanvi (ft²)	56683,04	1	46461,51

- Àrea 400:

Taula 7-4. Equips de l'àrea 400

Equip	Característica		Preu unitari (\$)	Quantitat	Preu Total (€)
P-442 A/B	3,10	Cabal (l/s)	9976,17	2	16354,37
	1,49	Potència motor (kW)	1736,55	2	2846,798
P-443 A/B	3,10	Cabal (l/s)	9976,17	2	16354,37
	1,49	Potència motor (kW)	1736,55	2	2846,798
P-444 A/B	23,40	Cabal (l/s)	13911,58	2	22805,87
	5,60	Potència motor (kW)	5373,36	2	8808,793
P-445 A/B	23,40	Cabal (l/s)	13911,58	2	22805,87
	5,60	Potència motor (kW)	5373,36	2	8808,793
V-401	200	Volum (m³)	62363,45	1	51117,58
V-402	200	Volum (m³)	62363,45	1	51117,58
V-403	200	Volum (m³)	62363,45	1	51117,58
V-404	50	Volum (m³)	27145,26	1	22250,22

- Àrea 500:

Taula 7-5. Equips de l'àrea 500

Equip	Característica		Preu unitari (\$)	Quantitat	Preu Total (€)
REF-601 (Torre 1)	65,8	Cabal (l/s)	239557,8407	1	196358,9
REF-602 (Torre 2)	65,8	Cabal (l/s)	239557,8407	1	196358,9
CH-601 (Chiller)	-	-	-	-	1004000
REF-603 (Oli)	680,93	Cabal (gal/min)	110080,2646	1	90229,7

COL-601 (Caldera oli tèrmic)	-	-	-	-	1250000
Descalcificadors	-	-	-	3	6000
Generador de Nitrogen	83	m3/h	-	-	80000

Preu	
Àrea 100	1499027,48
Àrea 200	3092574,79
Àrea 300	963035,118
Àrea 400	277234,631
Àrea 500	2822947,5
<u>TOTAL</u>	<u>8.654.819,52</u>

7.2.2.2 I2: Costos d'instal·lació de maquinaria i equips

En aquest apartat es tindrà en compte els costos d'instal·lació de la maquinària i equips que inclourà la mà d'obra, el tipus de material utilitzat, els accessoris requerits per instal·lar els equips. Segons el mètode de Vian aquest valor es troba entre el 35%-50% dels costos de la maquinaria i els equips. S'utilitza un valor d'un 35%.

$$I2 = 0,35 \cdot 8.654.819,52 = 3.029.187,83 \text{ €}$$

7.2.2.3 I3: Canonades i vàlvules

Aquests són els costos que inclouen les canonades i les vàlvules tenint en compte el cost de la compra i la instal·lació. El mètode de Vian estima el preu de les canonades i les vàlvules en un 45% dels equips. S'agafa un valor d'un 45%.

$$I3 = 0,45 \cdot 8.654.819,52 = 3.894.669,78 \text{ €}$$

7.2.2.4 I4: Instruments de mesura i control

Els costos dels instruments de mesura i control es calculen a partir del 5% i 30% del cost total dels equips. S'agafa un valor d'un 10%.

$$I4 = 0,1 \cdot 8.654.819,52 = 865.481,95 \text{ €}$$

7.2.2.5 I5: Aïllaments

En aquest cas es tindrà en compte els diners que s'inverteixen en els aïllaments tant en la compra com en la instal·lació. El seu valor es troba entre un 3-10% del cost total dels equips. S'agafa un valor d'un 3%.

$$I5 = 0,01 \cdot 8.654.819,52 = 259.644,59 \text{ €}$$

7.2.2.6 I6: Instal·lació elèctrica

En aquest apartat, es té en compte la compra i la instal·lació de la instal·lació elèctrica. Segons el mètode de Vian es troba entre un 10% i un 20%. S'agafa un valor d'un 12%.

$$I6 = 0,12 \cdot 8.654.819,52 = 1.038.578,34 \text{ €}$$

7.2.2.7 I7: Terrenys i edificis

En aquest apartat, es tenen en compte els costos dels terrenys i edificis. Es considera que el preu estimat del terreny és de 100 €/m². A continuació, es mostra el càlcul del preu de la compra del terreny.

$$P_{\text{parcel·la}} (\text{€}) = P_{\text{terreny}} \cdot A_{\text{parcel·la}} = 100 \frac{\text{€}}{\text{m}^2} \cdot 53.235 = 532.350 \text{ €}$$

On:

- $P_{\text{parcel·la}} (\text{€})$ = Preu de la parcel·la
- $P_{\text{terreny}} (\text{€/m}^2)$ = Preu del terreny
- $A_{\text{parcel·la}}$ = Àrea de la parcel·la, 53235m².

El mètode de Vian estima aquest valor entre un 20% i un 30% per instal·lacions d'exterior, un 5% per instal·lacions que es troben al exterior i entre un 12-15% per les mixtes. Tenint en compte que la planta és una instal·lació mixta considerem el percentatge del 12%. Aquest és el cost de la construcció d'edificis.

$$I7 = 0,12 \cdot 8.654.819,52 = 1.038.578,34 \text{ €}$$

7.2.2.8 I8: Instal·lacions auxiliars

Els costos auxiliars del procés són els serveis. Aquests poden variar molt segons el procés, per tant, segons el mètode de Vian van del 25% al 75% del cost dels equips. S'ha escollit un valor d'un 27%, ja que en el càlcul de la maquinaria i els equips s'ha tingut en compte l'àrea de serveis de la planta.

$$I8 = 0,27 \cdot 8.654.819,52 = 2.336.801,27 \text{ €}$$

7.2.2.9 Capital físic (Y)

El capital físic és el resultat de la suma de tots els apartats anteriors, com es pot veure en la següent fórmula. El capital físic arriba a un total de 21.117.759,6 €.

$$Y = \sum_{i=1}^8 I_i = 21.117.759,6 \text{ €}$$

7.2.2.10 I9: Honoraris del projecte

Els honoraris del projecte corresponen al 15% del capital físic. Aquests són els costos de la direcció del projecte i les gestions realitzades per la compra dels equips.

$$I9 = 0,15 \cdot 21.117.759,6 = 3.167.663,9 \text{ €}$$

7.2.2.11 Z: Capital secundari

El capital secundari és la suma del capital físic més els costos del projecte.

$$Z = Y + I9 = 21.117.759,6 + 3.167.663,9 = 24.285.423,6 \text{ €}$$

7.2.2.12 I10: Contractació de les obres

En aquest apartat es tenen en compte el contracte d'obres que s'ha de realitzar per la edificació. El rang va d'un 4% a un 1%. S'ha agafat el valor més baix.

$$I10 = 0,04 \cdot Z = 0,04 \cdot 24.285.423,6 = 971.416,94 \text{ €}$$

7.2.2.13 I11: Imprevistos

Els costos imprevistos donen un marge d'error al valor del capital immobilitzat. S'inclouen els paràmetres que no s'hagin tingut en compte. El mètode de Vian estima que és el 10-30% del capital secundari. S'ha agafat un valor d'un 15%.

$$I11 = 0,04 \cdot Z = 0,15 \cdot 24.285.423,6 = 3.642.813,54 \text{ €}$$

7.2.2.14 I11: Capital immobilitzat

Fent la suma de tots s'obté el capital immobilitzat.

$$I = \sum_{i=1}^8 I_i = 28.899.654,05 \text{ €}$$

7.2.3 CAPITAL CIRCULANT

El capital circulant és el capital destinat el funcionament de l'empresa que assegura el rendiment del capital immobilitzat. És el capital necessari pel funcionament de la planta.

Inclou els béns de l'empresa que estan en constant canvi. Per tant, és el que s'inverteix en la compra de les matèries primes, la producció, material auxiliar, etc.

Es calcula com el 20% del capital immobilitzat.

$$C = 0,2 \cdot I = 0,2 \cdot 28.899.654,05 = 5.779.930,8 \text{ €}$$

La inversió total és la suma del capital immobilitzat i el capital circulant.

$$INVERSIÓ INICIAL = I + C = 28.899.654,05 + 5.779.930,8 = 34.679.584,86 \text{ €}$$

7.2.4 POSADA EN MARXA

La posada en marxa inclou els costos del manteniment, de l'arribada de l'estat estacionari al procés, etc. Es tracta d'un valor variable i es tindrà en compte en la inversió inicial.

7.3 COSTOS DE PRODUCCIÓ

En els costos de producció del cumè es tenen en compte els costos de les matèries primes, la mà d'obra directe i els serveis. Aquests costos es divideixen en quatre parts.

- Costos directes: són els costos proporcionals a la producció.
- Costos indirectes: són els que no s'atribueixen directament al procés.
- Fixes: són els costos independents de la producció.
- Variables: són proporcionals a la producció que es té. En aquests costos s'inclouen els proporcionals, els regulats, els regressius i els progressius.

7.3.1 COSTOS DE FABRICACIÓ DIRECTES

7.3.1.1 M1: Matèria prima

En aquest apartat es tenen en compte els costos associats a les matèries primes. S'inclou el cost de l'obtenció, el transport, els impostos i l'emmagatzematge. En el cas de la planta de cumè el cost del transport no es necessari incloure'l ja que la matèria prima ens arriba per canonada.

Taula 7-6. Costos de les matèries primes

Matèria prima	Preu (€/Tn)	Quantitat (Tn/any)	Cost anual total (€)
Benzè	786	64200,2	50461388,6
Propilè	819	38260,8	31335595,2

$$M1 = 50461388,6 + 31335595,2 = 81.796.983,8 \text{ €/any}$$

7.3.1.2 M2: Mà d'obra directe

La mà d'obra és la necessària per el procés de fabricació, aquests són els operaris. Hi ha una plantilla de 20 operaris. Per tant, considerant que el sou mitjà que a l'empresa li costarà tenir un operari serà de 33.000 €/any. A continuació, es pot observar el càlcul de la mà d'obra directe.

$$M2 = 20 \text{ operaris} \cdot 33.000 \frac{\text{€}}{\text{any}} = 660.000 \text{ €/any}$$

7.3.2 COSTOS DE FABRICACIÓ INDIRECTES

7.3.2.1 M3: Patents

No és té en compte ja que s'ha utilitzat una patent d'un procés ja existent.

7.3.2.2 M4: Mà d'obra indirecta

La mà d'obra indirecte són els treballadors que no estan directament implicats en el procés productiu, inclou el cost dels treballadors com els encarregats, supervisors, personal de vigilància i neteja. El seu valor es treu considerant que és entre un 15% i 45% de la mà d'obra directe.

$$M4 = 0,15 \cdot \frac{660.000\text{€}}{\text{any}} = 99.000 \text{ €}$$

7.3.2.3 M5: Serveis generals

Es tracta dels serveis que es consumeixen a la planta. En la següent taula es poden observar els serveis, els preus, la quantitat i el cost total.

Taula 7-7. Serveis generals de la planta

Servei	Preu (€/Kw)	Consum	Cost total anual (€/any)
Electricitat	0,15 €/ KW·h	1500 KW·h	1.620.000
Gas natural	0.67 € / m ³	481,3 m ³ /h	2.321.791,2
Aigua de xarxa	0,9 €/m ³	590.97 m ³ /h	3.829.680
TOTAL			7.771.471

7.3.2.4 M6: Subministres

El cost dels subministres fa referència a la adquisició de forma regular de material que no són matèries primes. S'entén com a material la roba i el vestuari adequat, les eines, etc. Es considera que es troba entre el 0,2% i 1,5% del capital immobilitzat segons el mètode de Vian.

$$M6 = 0,002 \cdot I = 0,002 \cdot 28.899.654,05 = 57.799,31 \text{ €}$$

7.3.2.5 M7: Manteniment

Els costos de manteniment són els costos derivats de les revisions anuals dels equips, la substitució de les peces o la reparació de possibles problemes. Segons el mètode de Vian, correspon a un rang d'entre el 5% i 7% del capital immobilitzat.

$$M7 = 0,05 \cdot I = 0,05 \cdot 28.899.654,05 = 1.444.982,7 \text{ €}$$

7.3.2.6 M8: Laboratori

Els costos del laboratori fan referència als costos derivats de controls de qualitat de les matèries primes i de producte acabat. El seu valor és el 20% del cost de la mà d'obra directe.

$$M8 = 0,2 \cdot M2 = 0,2 \cdot 660000 = 132000 \text{ €}$$

7.3.2.7 M9: Envasat

Els costos d'envasat són zero ja que la majoria del producte acabat de la planta es distribuït via canonada. Pel que fa a la resta, és distribuït per camions.

7.3.2.8 M10: Expedició

Els costos d'expedició són els que fan referència als costos de transport i venda del producte. En el cas de la planta de producció cumè, la gran majoria de producte acabat s'envia a la planta que es troba al costat via canonada. Per tant, s'ha considerat nul aquest valor.

7.3.2.9 M11: Directius i empleats

Els costos de directius i empleats tenen en compte els sous dels directius i dels responsables. Segons el mètode de Vian, es troba en un rang de 10% i 40% de la mà d'obra directe.

$$M11 = 0,2 \cdot M2 = 0,2 \cdot 660000 = 132000 \text{ €}$$

7.3.2.10 M12: Lloguers

Els costos de lloguer no es tindran en compte, ja que es considera que la planta és de propietat.

7.3.2.11 M13: Impostos i taxes

Els impostos i les taxes fan referència als pagaments a la administració no atribuïbles als beneficis. Segons el mètode de Vian, els impostos i les taxes es troben entre el 0,5% i el 1% del capital immobilitzat. S'ha agafat el valor de 0,7%.

$$M13 = 0,007 \cdot I = 0,007 \cdot 28.899.645,05 = 202.297,6 \text{ €}$$

7.3.2.12 M14: Assegurança

Aquest cost es refereix a l'assegurança que inclou la maquinària, les instal·lacions i els edificis. En aquest apartat, no es tenen en compte les assegurances del personal. Segons el mètode de Vian, aquest valor és el 1% del capital immobilitzat.

$$M14 = 0,01 \cdot I = 0,01 \cdot 28.899.645,05 = 288.996,54 \text{ €}$$

Els costos de producció són el sumatori dels costos de fabricació directes i indirectes.

$$M = \sum_{i=0}^{14} Mi = 92.585.531,13 \text{ €}$$

7.3.3 COSTOS GENERALS

Els costos generals són els que s'originen a causa de les ventes de productes. A continuació, es comenten els costos generals:

- Costos comercials (G1)
- Gerència (G2)
- Costos financers (G3)
- Investigació i serveis tècnics (G4)

7.3.3.1 Costos comercials (G1)

Els costos comercials inclouen tots els costos derivats de les ventes com són el marketing, publicitat, tècnics de ventes, etc. La gran majoria del producte acabat s'envia a la planta que es troba al costat. Segons el mètode de Vian, el valor dels costos comercials equival a un 1% dels costos de fabricació.

$$G1 = 0,1 \cdot M = 0,01 \cdot 92.585.531,13 = 9.258.553,11\text{€}$$

7.3.3.2 Gerència (G2)

Els costos de gerència inclouen el sou del gerent i dels treballadors administratius. S'estima que té un valor entre el 3% i el 6% del cost de fabricació. S'ha escollit un valor del 3%, ja que l'empresa és petita.

$$G2 = 0,03 \cdot M = 0,03 \cdot 92.585.531,13 = 227.756.59 \text{ €}$$

7.3.3.3 Costos financers (G3)

Els costos financers són els costos derivats dels diners invertits en l'empresa. No es tenen en compte ja que es suposa que tot el capital necessari prové d'inversos propietaris de la planta. Per tant, els costos financers són 0.

$$G3 = 0$$

7.3.3.4 Investigació i serveis tècnics (G4)

Els costos d'investigació i serveis tècnics inclouen tot l'assessorament en la utilització del producte al client i la innovació. S'estima que és un 2% del capital immobilitzat.

$$G4 = 0,02 \cdot I = 0,02 \cdot 28.899.654,05 = 577.993,1 \text{ €}$$

Els costos generals es calculen realitzant el sumatori dels apartats anteriors, tal i com es pot veure en el següent càlcul:

$$G = \sum_{i=1}^4 Gi = 10.114.302,8 \text{ €}$$

Finalment, els costos totals de producció (P) són el sumatori dels costos de fabricació (M) més els costos generals (G) tal i com es pot veure en la següent fórmula.

$$P = M + G = 92.585.531,13 + 10.114.302,8 = 102.699.833,9 \text{ €}$$

7.4 VENTES I RENDIBILITAT DEL NEGOCI

Primerament, es tindran en compte les vendes de la planta de producció de cumè per poder realitzar l'estudi de la viabilitat de la planta.

7.4.1 VENDES

El capital de l'empresa s'obté a partir de les vendes. La nostra planta de producció té com a producte majoritari el cumè i com a subproducte el DIPB.

Per tant, per fer una valoració dels ingressos de les vendes s'ha tingut en compte la quantitat produïda a l'any i el preu de venda del cumè i DIPB. En la següent taula, es pot observar l'esmentat més el preu total dels ingressos per les vendes.

Taula 7-8. Vendes

Producte	Producció (Tn/any)	Preu (€/Tn)	Venda actual (€/any)
Cumè	80028	1265	101.235.420
DIPB	1954,8	3024	5.911.315,2
TOTAL			107.146.735,2

7.4.2 ESTUDI DE LA RENDIBILITAT DE LA PLANTA

En el següent apartat s'estudiarà la viabilitat de la planta mitjançant el Net Cash Flow (NCF), el VAN i el TIR.

7.4.3 NET CASH FLOW

El Net Cash Flow són els ingressos en brut que obté la planta i es calcula restant els ingressos de les vendes als costos de producció.

$$NCF = \text{vendes} - \text{costos de producció}$$

A continuació, s'hauran de restar els impostos, que desgraven com el 35% de la base imponible. És la diferència entre el net cash flow i la amortització del capital inicial invertit.

$$\text{Base imponible} = NCF - \text{amortització}$$

Durant l'any 0 es paga el capital immobilitzat i el circulat; el capital circulat es recuperarà al final del temps de vida de la planta. Pagar la inversió l'any 0 fa que la base imponible sigui negativa els primer any, per tant, no es necessari pagar impostos aquell any. La base imponible continua sent negativa fins a l'any 4 de l'inici del funcionament de la planta, donat que al ser negativa es va acumulant als anys següents fins que sigui positiva.

Es farà una amortització amb el mètode regressiu de saldo decreixent. Aquest tipus d'amortització és de les més utilitzades i les característiques principals són que la quota no es fixa i s'aplica el capital pendent d'aquell any.

Per calcular les quotes anuals s'utilitzarà la següent fórmula.

$$r = 1 - \left(\frac{VR}{I} \right)^{\frac{1}{t}}$$

$$Ai = I \cdot r \cdot (1 - r)^{i-1}$$

On:

- r = taxa amortització (0.199)
- R = Valor residual (Valor de les edificacions (1.038.578 €))
- I = Capital immobilitzat (-28.899.654 €)
- t =temps de vida (15 anys)
- i =any

Per tant, els impostos seran del 35%.

7.4.4 PARÀMETRES DE RENDIBILITAT

Any	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Capital Immobilitzat	-28,90																
Capital Circulant	-5,78																5,78
Valor Residual																	1,04
Vendes		107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	107,15	
Costos		-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	-102,70	
NCF sense impostos	-34,68	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	4,45	5,78
Amortització		-5,75	-4,60	-3,69	-2,96	-2,37	-1,90	-1,52	-1,22	-0,98	-0,78	-0,63	-0,50	-0,40	-0,32	-0,26	
Base Imponible		-1,30	-1,46	-0,70	0,79	2,08	2,55	2,93	3,23	3,47	3,67	3,82	3,95	4,05	4,13	4,19	
Impostos						-0,28	-0,73	-0,89	-1,02	-1,13	-1,22	-1,28	-1,34	-1,38	-1,42	-1,44	-1,47
NCF amb impostos	-34,68	4,45	4,45	4,45	4,45	4,17	3,72	3,55	3,42	3,32	3,23	3,16	3,11	3,07	3,03	3,00	4,31

7.4.4.1 Càlcul del VAN

El valor actual net d'una inversió està definit pel valor actualitzat de tots els rendiments o beneficis esperats. Per a calcular el valor actual net s'ha de fixar un tipus d'interès, que en aquest cas es del 6%. Aquest valor ha de ser positiu per tal de que la inversió sigui rentable.

Es calcularà amb la següent expressió.

$$VAN = -I + \sum_{j=1}^{j=n} \frac{NCF_j}{(1+r)^j}$$

On:

- I=Inversió inicial
- NCFj= Net Cash Flow de cada any
- R= Valor del tipus d'interès (6%)
- n= temps (anys)

El valor del VAN per a l'interès del 6% és de 3.686.987'12 €, el que indica que la inversió es rentable al 6% d'interès del mercat.

7.4.4.2 Càlcul del TIR (Taxa de rendibilitat intrínseca)

La taxa de rendibilitat intrínseca és el valor de l'interès del mercat en el qual el valor del VAN sigui igual a 0.

Aquesta es calcularà amb la següent fórmula:

$$0 = -I + \sum_{j=1}^{j=n} \frac{NCF_j}{(1+TIR)^j}$$

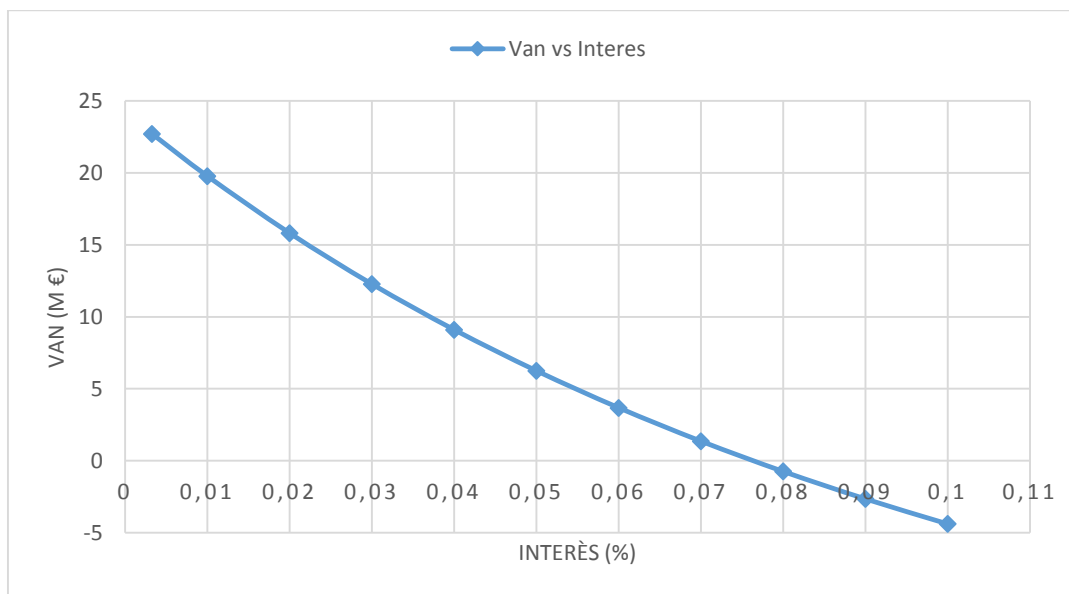
On:

- I=Inversió inicial
- NCFj= Net Cash Flow de cada any
- TIR= Valor del tipus d'interès per a que el VAN sigui igual a 0
- n= temps (anys)

El valor del TIR obtingut és del 7,64%, per tant, si l'interès del mercat es troba per sota d'aquest valor, la inversió a la planta serà rentable, mentre que si es troba per sobre, no serà rentable.

7.4.4.3 Relació interès amb el VAN

A continuació es mostrarà un gràfic en el qual es representa el valor del VAN en funció de l'interès.



Gràfica 7-1: Valor del VAN vs. Interès (%)

El primer valor de l'interès per fer la gràfica és el corresponent al interès de la zona euro a un any des de Desembre del 2014, i té un valor del 0,325%. A partir d'aquest s'ha calculat el VAN per a un interès fins del 10%.

PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ



CAPÍTOL VIII: POSADA EN MARXA

ÍNDEX

8	POSADA EN MARXA.....	8-2
8.1	INTRODUCCIÓ.....	8-2
8.2	ASPECTES PREVIS.....	8-2
8.3	ÀREA 500: SERVEIS	8-3
8.4	ÀREA 100: MAGATZEM DE MATÈRIES PRIMES	8-4
8.5	ÀREA 2: REACCIÓ.....	8-4
8.6	ÀREA 3: SEPARACIÓ.....	8-5
8.7	ÀREA 5: PRODUCTE ACABAT	8-6
8.8	PARADA DE LA PLANTA	8-6

8 POSADA EN MARXA

8.1 INTRODUCCIÓ

En aquest apartat es detallarà el passos a seguir per la posada en marxa de la planta. Aquesta consta de l'arrencada de la planta i de la parada.

L'objectiu de l'arrencada de la planta és la d'assolir l'estat estacionari. Inicialment, el control de la planta es fa manual i una vegada s'obtinguin les condicions d'operació constants en el temps el control de la planta serà automàtic.

A continuació, es mostren les àrees en la que serà imprescindible realitzar la posada en marxa:

- A-100: Magatzem de matèries primeres
- A-200: Reacció
- A-300: Separació
- A-400: Producte acabat
- A-500: Serveis

8.2 ASPECTES PREVIS

Abans d'iniciar la posada en marxa s'han de realitzar una sèrie de comprovacions prèvies per si sorgeix algun imprevist a la planta i també per motius de seguretat. Seran les que es mostren a continuació:

- El personal de la planta haurà estat degudament format tant en matèria de funcionament del procés com de prevenció i seguretat. Disposaran dels EPIS adequats pel seu lloc de treball.
- S'haurà de comprovar que el subministrament d'electricitat funciona correctament.
- S'haurà de comprovar el correcte funcionament dels equips de protecció activa contra incendis (extintors, boca d'incendis, etc).
- Proves hidràuliques: Els equips que intervenen en el procés han de passar les proves hidràuliques. Aquestes consisteixen en fer circular aigua. També, es pot afegir pigment per poder localitzar les possibles fugues de les canonades, vàlvules i accessoris.

- Equips de procés: S'ha de comprovar el tancament de les vàlvules i assegurar el bon funcionament dels instruments elèctrics que s'activen des de la sala de control.
- S'haurà de comprovar que el control funciona correctament
- Neteja del procés: S'haurà de tenir especial cura en la neteja d'equips perquè si no es realitza correctament hi haurà la formació d'incrustacions i com a conseqüència la qualitat del producte acabat baixarà.
- Aigua contra incendis: S'haurà d'omplir el tanc contra incendis per assegurar el subministrament d'aigua de contra incendi en tot moment.

8.3 ÀREA 500: SERVEIS

Abans d'iniciar l'entrada de matèria prima als tancs d'emmagatzematge, s'haurà de fer la posada en marxa dels serveis. Per tant, es farà la posada en marxa de la caldera, de les torres de refrigeració i de l'equip de fred, el generador de nitrogen i l'aire comprimit.

La caldera és l'encarregada d'escalfar l'oli tèrmic Dowtherm A mitjançant el gas natural. Per tant, primerament s'haurà de disposar de l'arribada d'aquest combustible a la planta, serà via canonada. Ens interessa que l'oli tèrmic arribi a 420 °C segons les necessitats del procés. Evidentment, es disposarà de l'oli tèrmic Dowtherm A.

Les torres de refrigeració i l'equip de fred hauran de disposar d'aigua per tal de realitzar el procés de refredament. Els dos equips hauran d'assolir el ple funcionament per cobrir les necessitats de fred del procés industrial.

Caldrà posar en marxa l'aire comprimit, ja que és l'encarregat de regular les vàlvules per poder controlar adequadament la planta.

A continuació, es farà passar nitrogen per tots els equips de la planta per tal de crear una atmosfera inerta. D'aquesta manera es desplaçarà tot l'oxigen que es pugui trobar als equips i així evitar la formació d'una atmosfera explosiva. Aquest nitrogen serà introduït en els tancs d'emmagatzematge (V-101, V-102, V-103, V-401, V-402, V-403 i V-404), el MIX-201, els tancs intermedis (V-301 i V-302) i els tancs pulmó (V-303 i V-304).

8.4 ÀREA 100: MAGATZEM DE MATÈRIES PRIMES

El benzè arriba a la planta mitjançant una canonada. Aquesta es dirigeix al procés i als tancs d'emmagatzematge (V101 i V102). Els tancs d'emmagatzematge s'ompliran durant 24 hores abans no s'iniciï l'entrada de benzè al procés. Per la posada en marxa es necessita més benzè que el que es necessitarà durant el procés, per tant, es cobriran les necessitats d'aquest producte demanant més benzè al proveïdor durant la durada de la posada en marxa.

El tanc V-101 s'omplirà fins que el control de nivell procedirà al tancament de la vàlvula d'entrada i s'obrirà la vàlvula del tanc V-102 procedint a l'entrada del benzè. Un cop arribi al nivell del líquid desitjat, la vàlvula es tancarà i per tant el benzè es dirigirà cap al procés.

El propilè arriba a la planta mitjançant una canonada. Aquest producte químic serà emmagatzemat a un tanc V-103 durant 24 hores, per tal de cobrir les necessitats del procés durant aquest període. Un cop passades les 24 hores es procedirà a introduir el propilè al procés directament des de la canonada.

8.5 ÀREA 200: REACCIÓ

Abans d'iniciar la reacció que tindrà lloc al reactor, s'utilitzarà un mesclador (MIX-201). A l'entrada del reactor es vol que la temperatura sigui de 374 °C i la pressió de 25 bars.

Dins del MIX-201 té lloc la mescla del benzè procedent de l'àrea 100 i el benzè recirculat que procedeix de l'àrea 300. Inicialment, no es disposarà de recirculació, per tant per la posada en marxa es disposarà de més benzè per cobrir la manca de la recirculació. A continuació, la mescla de benzè es barrejarà amb el propilè i la nova mescla es trobarà amb un bescanviador (E-201) i un compressor (K-202) que augmentarà la temperatura i la pressió. Després hi hauran dos bescanviadors més per tal d'arribar a les necessitats d'elevada temperatura i pressió que requereix el procés abans d'entrar en el reactor. En principi, ja s'haurà fet la posada en marxa dels serveis, igualment, es farà un control manual d'aquests equips fins arribar als requeriments d'energia del procés.

A continuació, té lloc la reacció de benzè amb el propilè amb presència del catalitzador al reactor amb un temps de residència de 40 segons. Com ja s'ha comentat, a l'entrada del reactor la mescla es troba a una elevada temperatura i, a continuació, té lloc la reacció exotèrmica. Es realitza un aprofitament de l'elevada temperatura en que surt la mescla del reactor per escalfar la mescla que està arribant al reactor. Aquesta mescla d'alta temperatura

va al E-202 on ajudarà a l'augment de temperatura de la mescla que està apunt d'entrar al reactor. Per la posada en marxa, es farà un control manual deixant passar menys mescla de sortida del reactor fins que aquesta arribi a la desitjada. Es controlarà manualment la temperatura i la pressió del reactor.

La mescla que ha sortit del reactor a alta temperatura ha passat a refredar-se, aquesta serà enviada a l'àrea de separació.

8.6 ÀREA 300: SEPARACIÓ

Un cop s'arriba a l'àrea 300, a la separació flash s'omplirà el tanc fins al nivell desitjat i s'obrirà la sortida de líquid cap al V-303. En aquest tanc, romandran obertes tant l'entrada com la sortida cap a la torre de rectificació TR-301. La torre es posarà en marxa dirigint les seves sortides tant de caps com de cues al V-301, que s'utilitzarà per posar a règim la torre. Un cop es tingui la torre plena, es tancarà l'entrada durant 4 hores, mentre que a la sortida seguirà passant per el tanc V-301 fins que la torre es situï a règim. Durant aquest temps, el tanc pulmó V-303 s'anirà omplint fins al seu punt òptim.

Un cop la torre de rectificació TR-301 estigui en règim, s'obrirà l'entrada d'aliment des de el tanc pulmó V-301 a la torre, i les sortides de la torre faran la seva funció normal, és a dir, la sortida per caps de la torre es recircularà fins al MIX-201, fent així que es deixi d'utilitzar una gran part del cabal de benzè inicial destinat a la posada en marxa, i poder funcionar tal i com està dissenyat.

La sortida de cues de la TR-301 passarà pel V-304 i entrarà directament a la segona torre de rectificació TR-302, on s'efectuarà el mateix procés que s'ha fet anteriorment per a la posada a règim de la TR-301. És a dir, omplint la torre, recirculant les sortides de la torre mitjançant el V-302 fins que es trobi a règim, mentre que el V-304 s'omple durant les 4 hores que triga en posar-se a règim.

Un cop està a règim es seguirà el mateix procés que anteriorment però en aquest cas les sortides es dirigiran primer als intercanviadors per evitar temperatures altes, i seguidament als tancs d'emmagatzematge.

8.7 ÀREA 400: PRODUCTE ACABAT

En la zona de producte acabat es troba emmagatzemat el DIPB i el cumè. Un cop extret de la columna el DIPB és emmagatzemat al tanc d'emmagatzematge de DIPB. El producte principal és el cumè que s'emmagatzema en tancs d'emmagatzematge. Abans de ser emmagatzemats seran refredats mitjançant el bescanviador E-301 pel cumè i E-302 el DIPB. Aquests intercanviadors treballen amb l'equip de fred. Per tant, s'haurà de regular manualment el cabal dels bescanviadors fins que el cumè i el DIPB no arribin a la temperatura desitjada.

Durant la posada en marxa, es faran controls de qualitat per tal de comprovar que el cumè s'està produint amb la qualitat exigida. Inicialment, s'omplirà el tanc de reserva (V-403). Quan el cumè es produeixi amb la qualitat necessària passarà a ser emmagatzemat en els tancs V-401 i V-402. El líquid que es troba en el tanc V-403 amb una qualitat no acceptable passarà a ser gestionat per un gestor extern.

8.8 PARADA DE LA PLANTA

L'any consta de 365 dies l'any dels quals estan distribuïts de la següent manera:

- 300 dies de producció a 24 hores al dia
- 5 dies d'arrencada
- 10 dies manteniment i inspecció
- 50 dies inclosos amb Nadal, Setmana Santa i Agost

La parada de la planta és una maniobra que cal dur a terme amb molt de compte per tal de que no es danyi cap equip. El control automàtic passarà a actuar de forma manual.

Primerament, es tancaran les vàlvules d'entrada de matèria prima al procés. A continuació, el fluid es trobarà amb un compressor que deixarà de funcionar quan ja no arribi cabal de la mescla.

Pel que fa al mixer de benzè (MIX-201), deixarà d'entrar el que arriba a través de canonada abans del que arriba de la recirculació. Un cop buidat, es procedirà al tancament de la vàlvula de sortida del mixer. A continuació, aquest benzè es trobarà amb un bescanviador que el seu control serà modificat perquè sigui escalfat a la temperatura de 107°C. El control del compressor serà modificat perquè comprimeixi a 25 bars.

Després de la T, la mescla es escalfada fins a 374^aC abans d'entrar al reactor. Els controls de temperatura, pressió i cabal passaran a actuar de forma manual. Per tant, al reactor arribarà menys cabal i la reacció produirà menys calor. És a dir, a mesura que avanci el temps es tindrà menys energia per escalfar la mescla que posteriorment passarà al tanc flash, on també cada vegada hi haurà menys mescla. Un cop al reactor estigui buit es procedirà al tancament de la vàlvula de sortida. Es regularà manualment el cabal d'oli tèrmic que entre en el reactor.

A continuació, la mescla passarà de 24,78 bars a 1,75 bars mitjançant 3 vàlvules de reducció. Es regularà el control de sortida d'aquestes vàlvules a mesura que el cabal vagi disminuint. Després, hi haurà un bescanviador perquè la mescla passi de 265,2^a a 90 °C. El controlador de temperatura de sortida del bescanviador serà regulat manualment a mesura que vagi arribant la mescla.

Seguidament, el fluid passarà al tanc flash on per la part superior anirà sortint la mescla que serà cremada. El control de pressió i nivell passarà a ser controlat manualment. Per la part inferior sortirà la mescla que anirà al tanc pulmó V-303. Un cop estigui buidat es procedirà al tancament de la vàlvula de sortida del tanc flash. Anirà passant la mescla pel tanc pulmó fins que aquest es buidarà. Es procedirà al tancament de la vàlvula de sortida del tanc pulmó V-303.

Posteriorment, la mescla es trobarà amb dos columnes de rectificació. Aquestes tenen un control de pressió, nivell i temperatura tant a la sortida superior on hi ha al condensador com a la sortida inferior on hi ha el reboiler.

Per tant, la mescla es trobarà amb la primera columna de rectificació, TR-301. Aquesta haurà estat parada en el moment en que arribi un cabal menor. En condicions normals d'operació, el benzè que és recirculat surt per la part superior i la mescla passa a la següent columna de rectificació (TR-302) per cues. Per a la parada, tant el fluid que surt per la part superior com el que surt per la part inferior anirà al tanc pulmó V-304. Es tancarà la vàlvula de sortida de la primera torre un cop no hi hagi mescla. Un cop estigui el tanc pulmó V-303 buit, es procedirà al tancament de la vàlvula de sortida del tanc.

Després, la TR-302 serà parada en el moment en que arribi un cabal menor al d'operació. S'anirà buidant la torre a mesura que el líquid passa al tanc d'emmagatzematge. Finalment, la vàlvula de sortida de la columna serà tancada. El líquid de la parada que es trobarà en els tancs d'emmagatzematge serà gestionat externament.

PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ



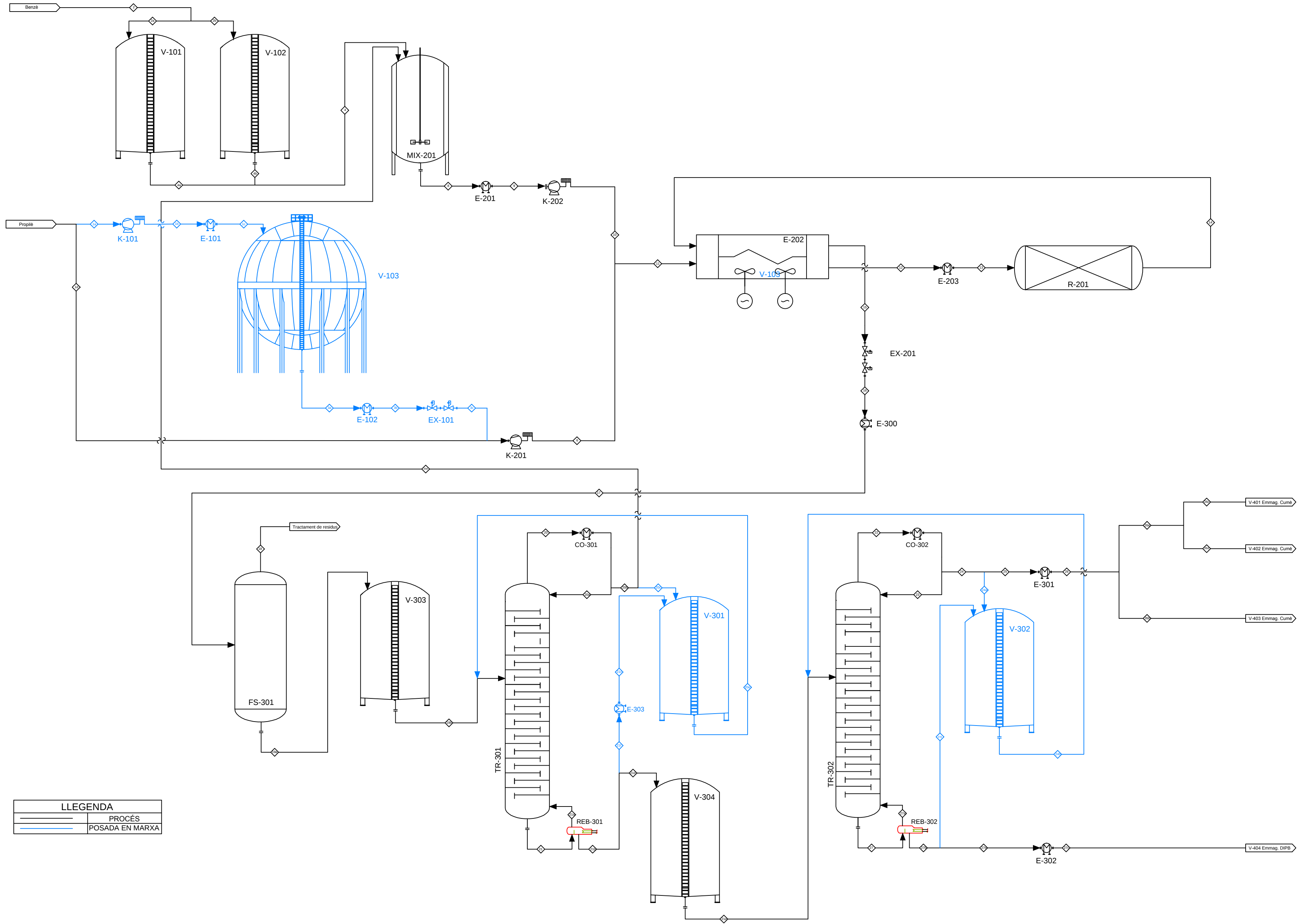
CAPÍTOL IX:

PLÀNOLS

9. PLÀNOLS

Els plànols es presenten segons les categories següents:

- Diagrama de procés: és el primer plànol on es mostren els equips i els corrents de tota la planta per a la producció de cumè. A partir d'aquest es basen els diagrames d'enginyeria. Es troben especificats els noms dels equips i de les línies de procés.
- Diagrames d'enginyeria: en aquesta categoria hi ha 5 plànols que s'anomenen PID (Piping Instrumentation Diagram) i que mostren amb detall la instrumentació utilitzada, els llaços de control, els corrents de serveis, les línies de procés i els equips. Es presenta un PID per les àrees 100, 200, 300 i 400 (àrea d'emmagatzematge de matèries primeres, àrea de reacció, àrea de separació i àrea d'emmagatzematge de producte acabat respectivament).
- Layout: es presenta la vista des de l'aire de la planta de producció de cumè amb totes les àrees per la qual esta composta, els diferents accessos a la fàbrica, etc.
- Layout de seguretat: es presenta la mateixa vista des de l'aire de la planta però situant els elements de seguretat (extintors, hidrants, pulsadors d'emergència i boca d'incendis) en el seu lloc corresponent.
- Diagrames d'implantació: es representen a escala les àrees de la planta esmentades anteriorment en planta i alçat per tal de proporcionar la correcta visualització de l'espai de la planta sobre el terreny.



LLEGGENDA	
	PROCÉS
	POSADA EN MARXA

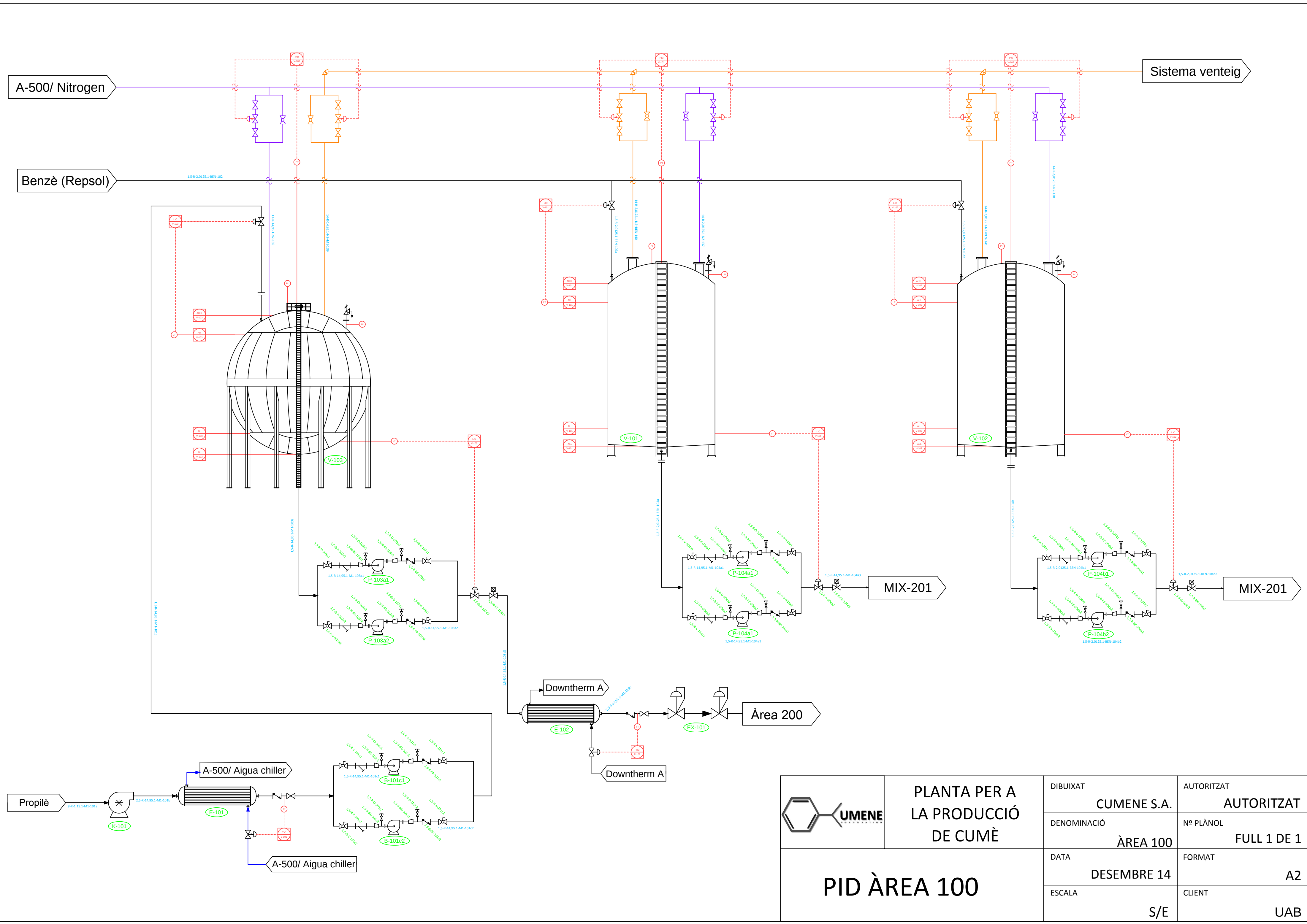
Corrent	1d	2	2a	2b	4a	4b	4	6	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19a	19b	20	20a	20b	20d	21	21a	21b	21d	21e	22	23	24	25	26	26a	26b	26c	26d	27	27a	27b	27c	27d							
Densitat (kg/m3)	1,73	854,82	854,82	854,82	854,82	854,82	29,33	826,41	4,63	68,37	49,30	36,05	32,80	44,60	57,61	3,67	26,98	3,55	787,48	787,48	4,61	1812,78	347,74	347,74	705,82	6,05	705,48	705,48	705,48	176,5	176,5	153,5	153,4	153,4	25	25	25	25	25	202,2	202,5	202,6	25	25							
Temperatura (°C)	25	25	25	25	25	25	196,7	49,02	107,6	243,5	225,1	330	374	419	325,9	265,2	90	90	90	90	115	73,2	73,19	73,19	176,2	176,5	176,5	176,5	153,5	153,4	153,4	25	25	25	25	25	202,2	202,5	202,6	25	25										
Pressió (bar)	1	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	25	1,75	1,75	25	25	25	25	25	24,78	24,78	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75	1,75						
Estat físic	V	L	L	L	L	L	V	L	V	V	V	V	V	V	V	V	V	V	L/V	V	L	L	V	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	V	L	L	L							
Component	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h					
Cumè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1096,37	1096,37	1096,37	1096,37	1096,37	1096,37	12468,9	12468,9	12468,9	4	12468,9	4	12198,6	8	12198,6	8	1580,14	1097,34	482,80	482,80	35157,5	0	24056,1	11101,3	4	11101,3	4	18094,5	0	6993,61	11100,8	9	11100,8	9	9487,74	1613,15	9487,74	9487,74	99,15	98,71	0,45	0,45	0,45	0,45
Propà	266,38	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	266,38	21,89	21,89	21,89	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28	288,28				
DIPB	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	286,23	286,23	286,23	1,64	284,59	284,59	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01				
Benzol	0,00	8967,03	8967,03	8967,03	8967,03	8967,03	0,00	16162,5	5	16162,5	5	16162,5	5	16162,5	5	8634,13	8634,13	8634,13	8634,13	1438,76	7195,37	7195,37	10360,6	0	7194,86	3165,74	3165,74	6,32	5,81	0,51	0,51	0,51	0,51	0,83	0,32	0,51	0,51	0,51	0,44	0,07	0,44	0,44	0,44	0,00	0,00	0,00	0,00				
Propilè	5047,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5047,95	57,32	57,32	57,32	5105,27	5105,27	5105,27	5105,27	974,90	974,90	974,90	974,90	917,58	57,32	57,32	57,32	57,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00			
TOTAL	5314,34	8967,03	8967,03	8967,03	8967,03	8967,03	5314,34	17338,1	3	17338,1	3	17338,1	3	22652,4	7	22652,4	7	22652,4	7	22652,4	7	2894,62	5	19757,8	12029,8	0	8371,42	3658,18	3658,18	6,32	5,81	0,51	0,51	0,51	0,51	0,83	0,32	0,51	0,51	0,51	0,44	0,07	0,44	0,44	0,44	20521,2	20250,0	271,19	271,19	271,19	



PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ

DIAGRAMA DE PROCÉS

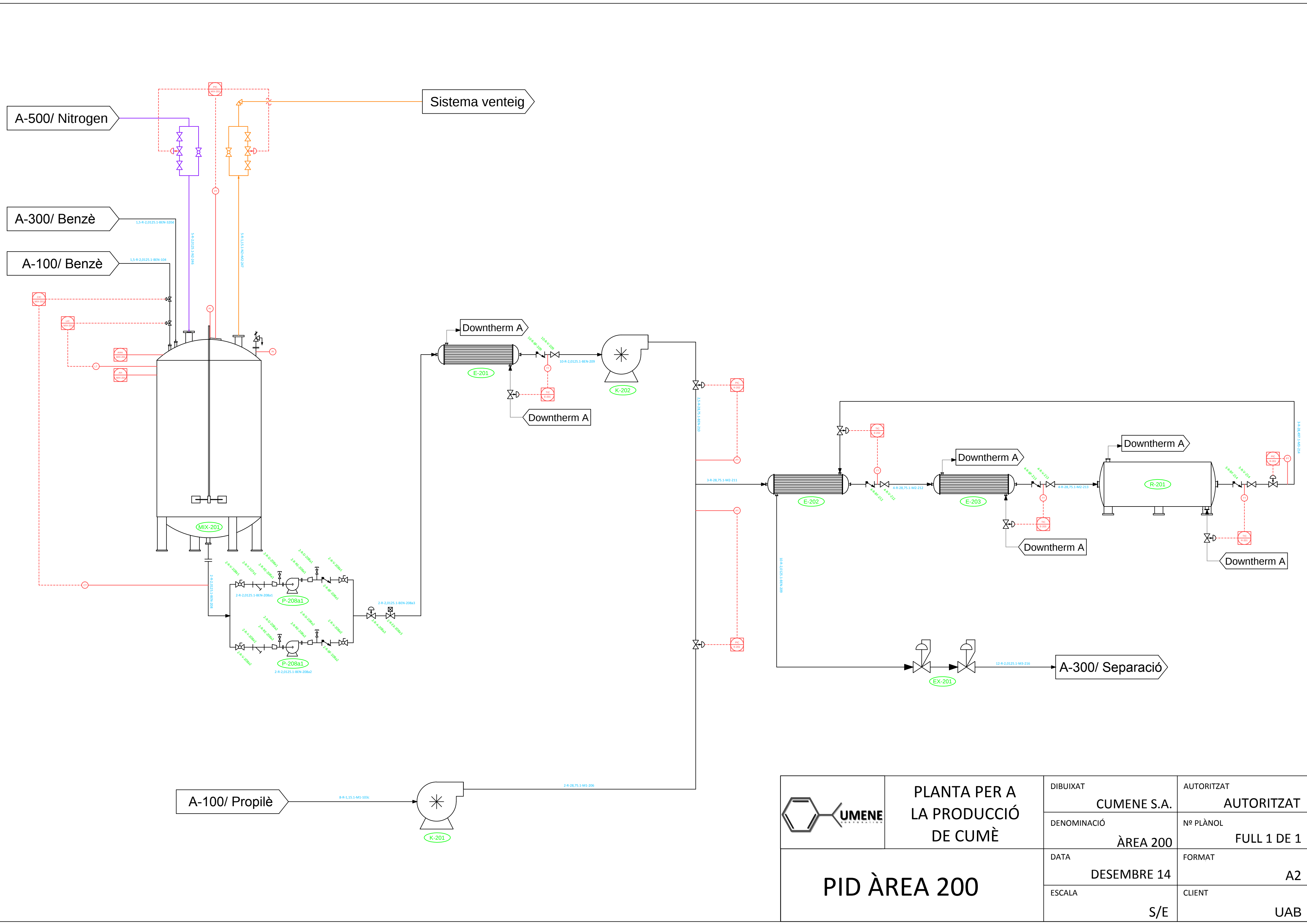
DIBUIXAT	CUMENE S.A.	AUTORITZAT	AUTORITZAT
DENOMINACIÓ	PROCÉS	Nº PLÀNOL	FULL 1 DE 1
DATA	DESEMBRE 14	FORMAT	A2
ESCALA	S/E	CLIENT	UAB



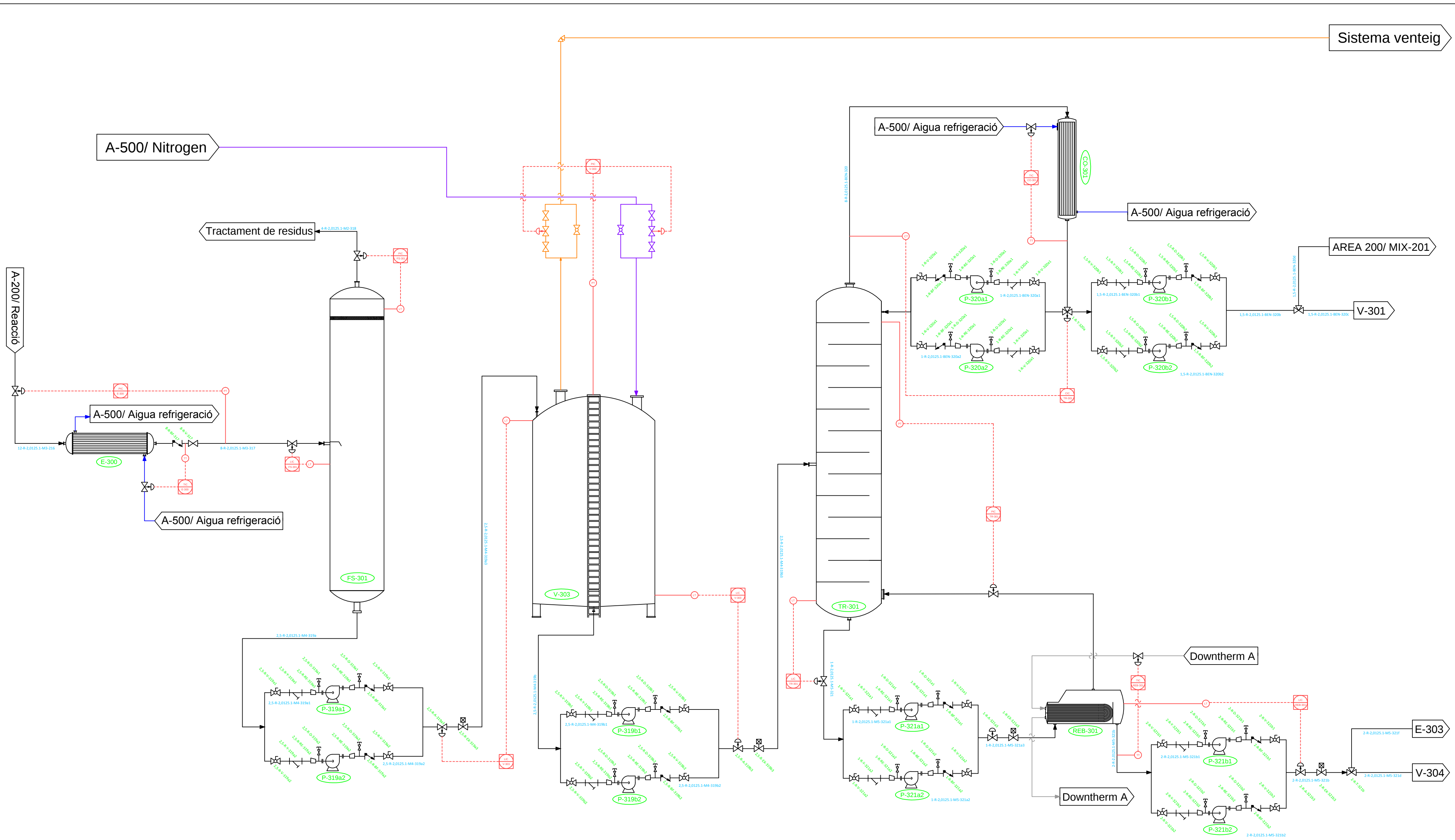
PLANTA PER A
LA PRODUCCIÓ
DE CUMÈ

PID ÀREA 100

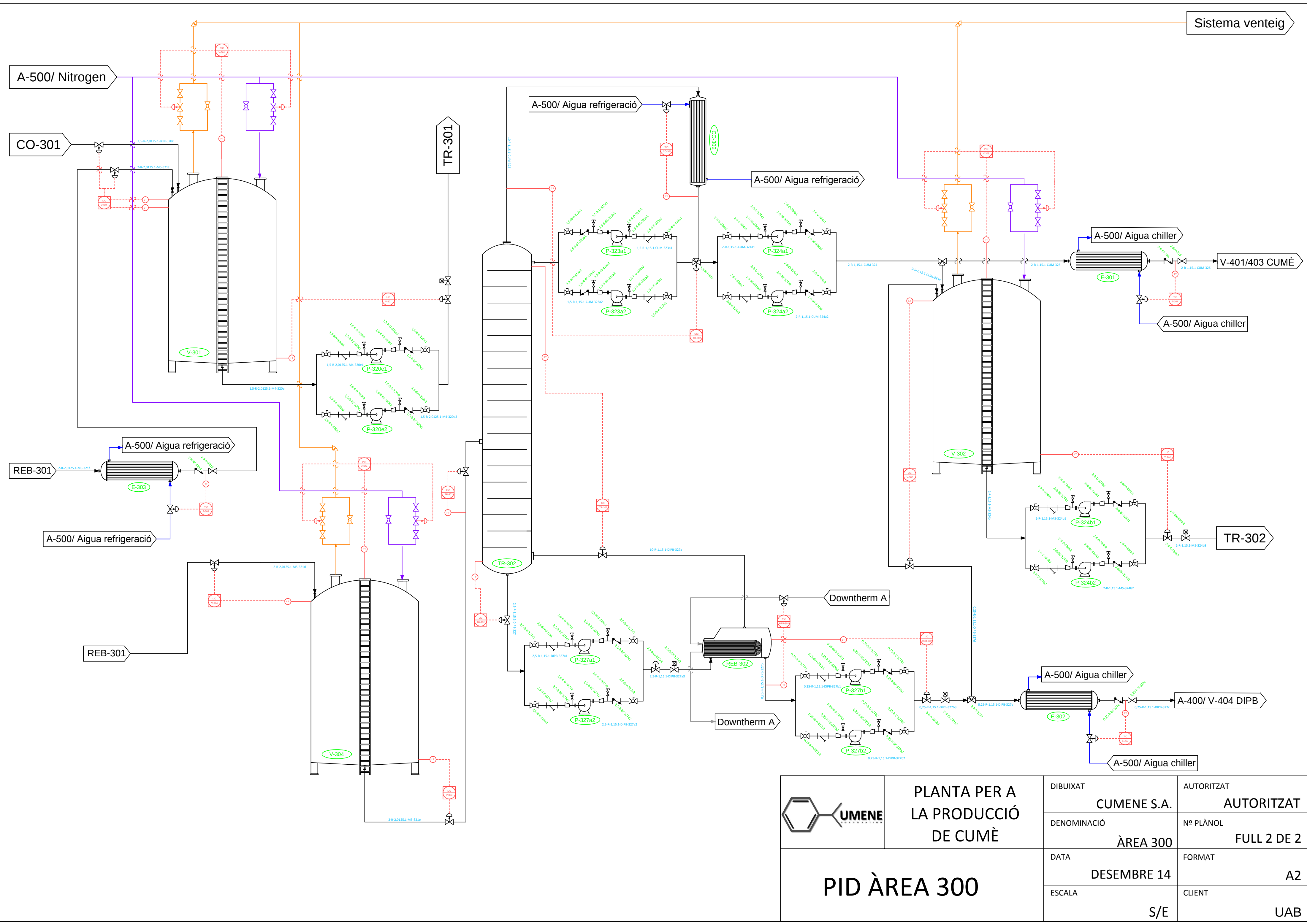
DIBUIXAT	AUTORITZAT
CUMENE S.A.	AUTORITZAT
DENOMINACIÓ	Nº PLÀNOL
ÀREA 100	FULL 1 DE 1
DATA	FORMAT
DESEMBRE 14	A2
ESCALA	CLIENT
S/E	UAB

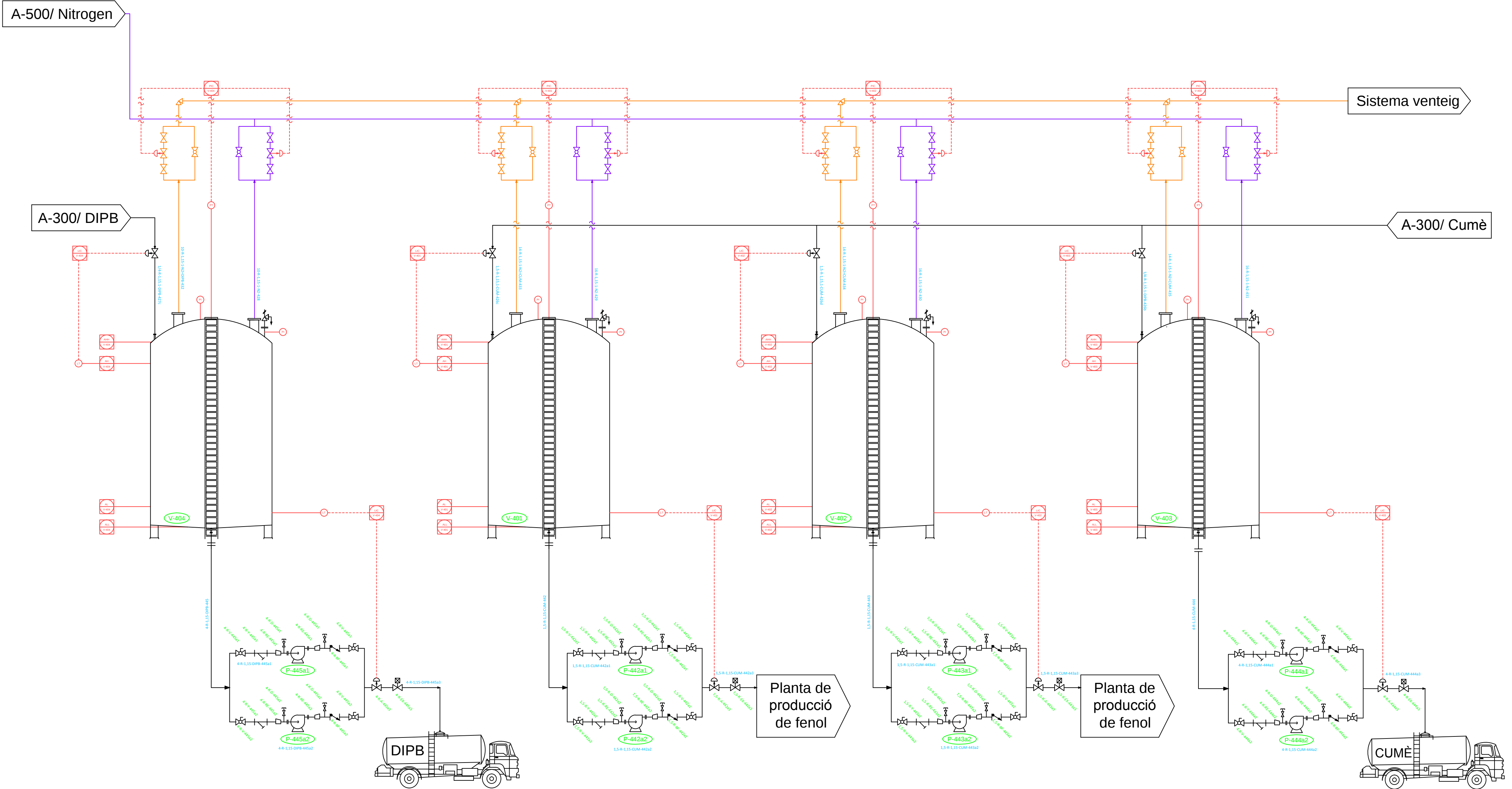


	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ	DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
		DENOMINACIÓ ÀREA 200	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
PID ÀREA 200		DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
		ESCALA S/E	CLIENT UAB

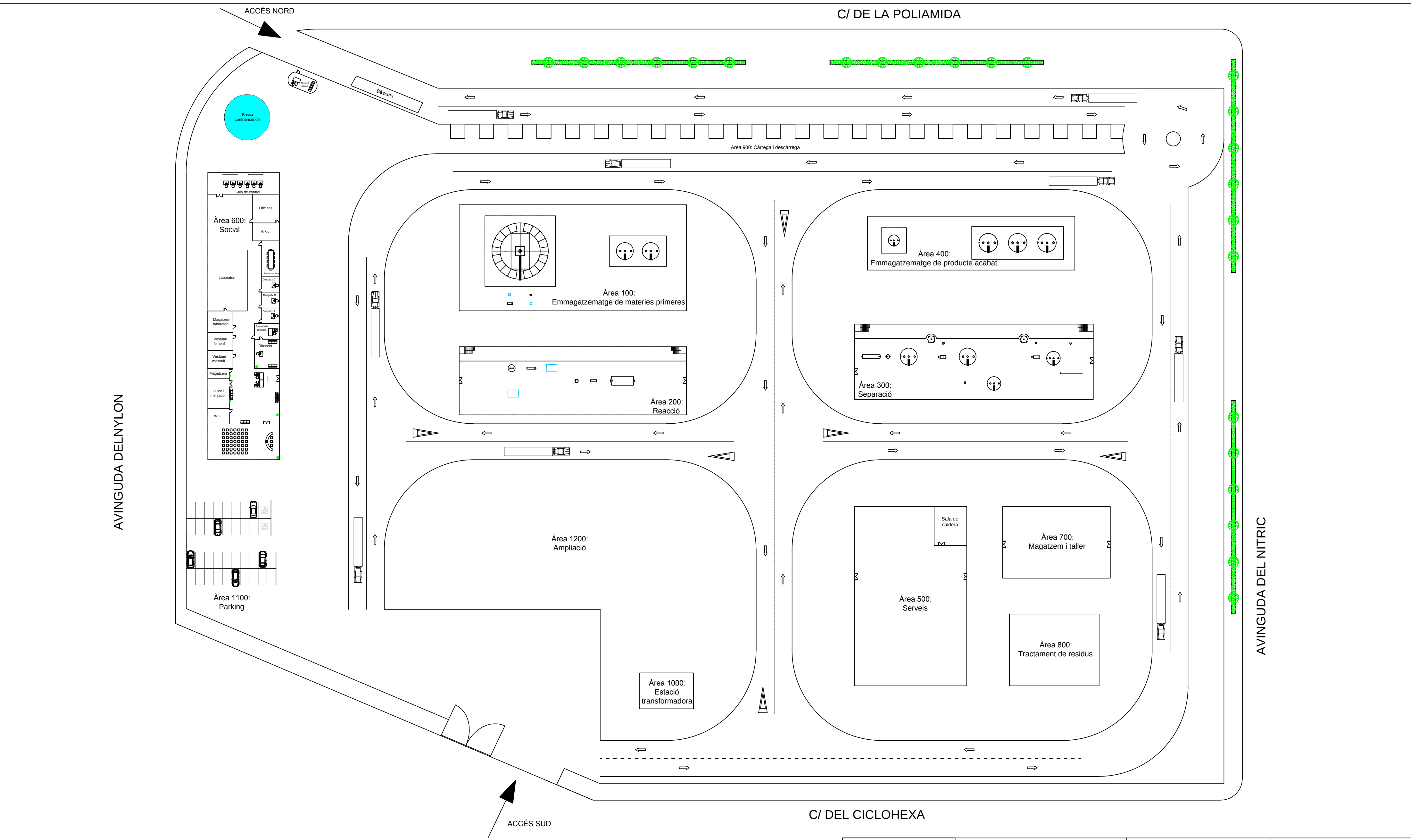


	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ	DIBUIXAT	AUTORITZAT
		CUMENE S.A.	AUTORITZAT
		DENOMINACIÓ	Nº PLÀNOL
		ÀREA 300	FULL 1 DE 2
PID ÀREA 300		DATA	FORMAT
		DESEMBRE 14	A2
		ESCALA	CLIENT
		S/E	UAB

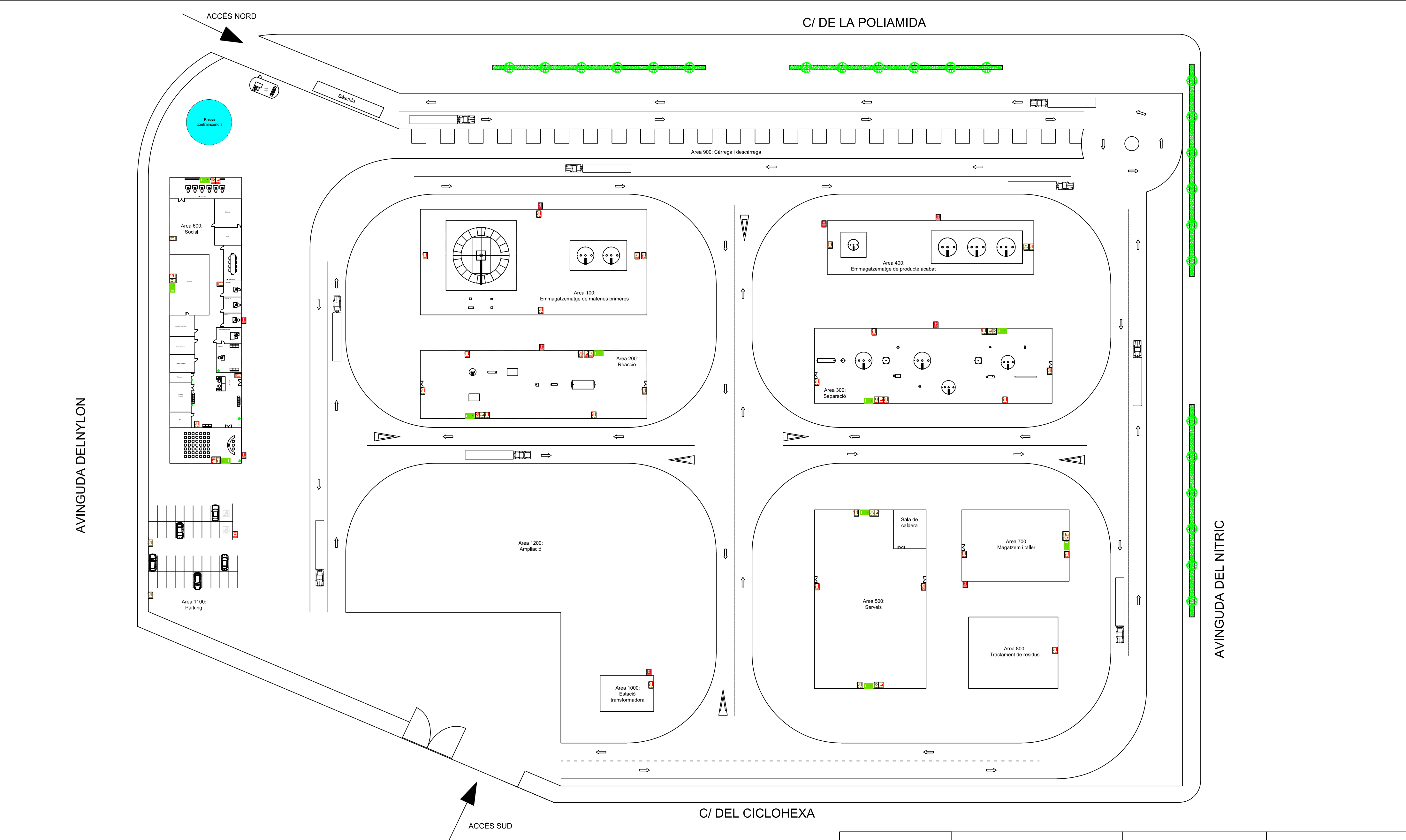




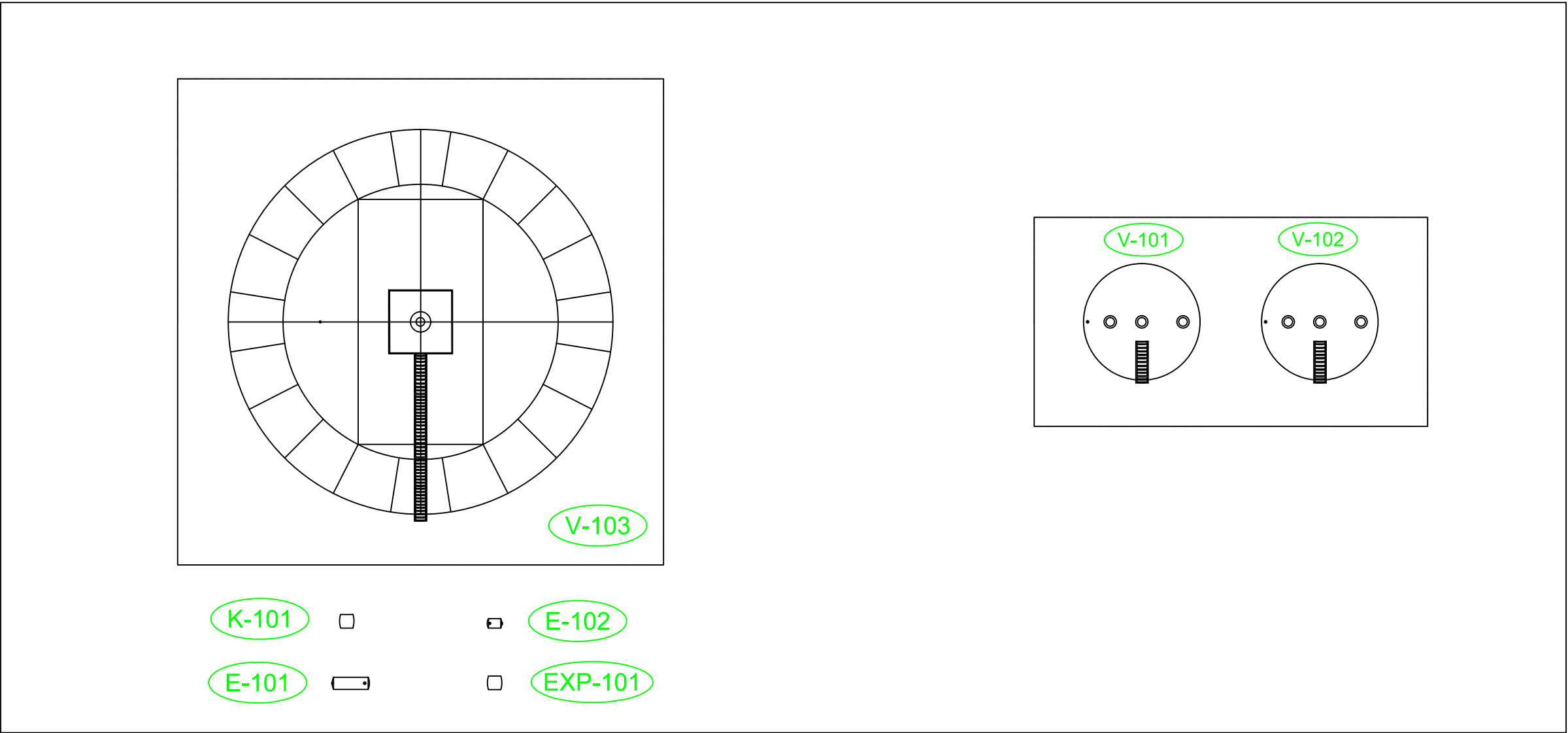
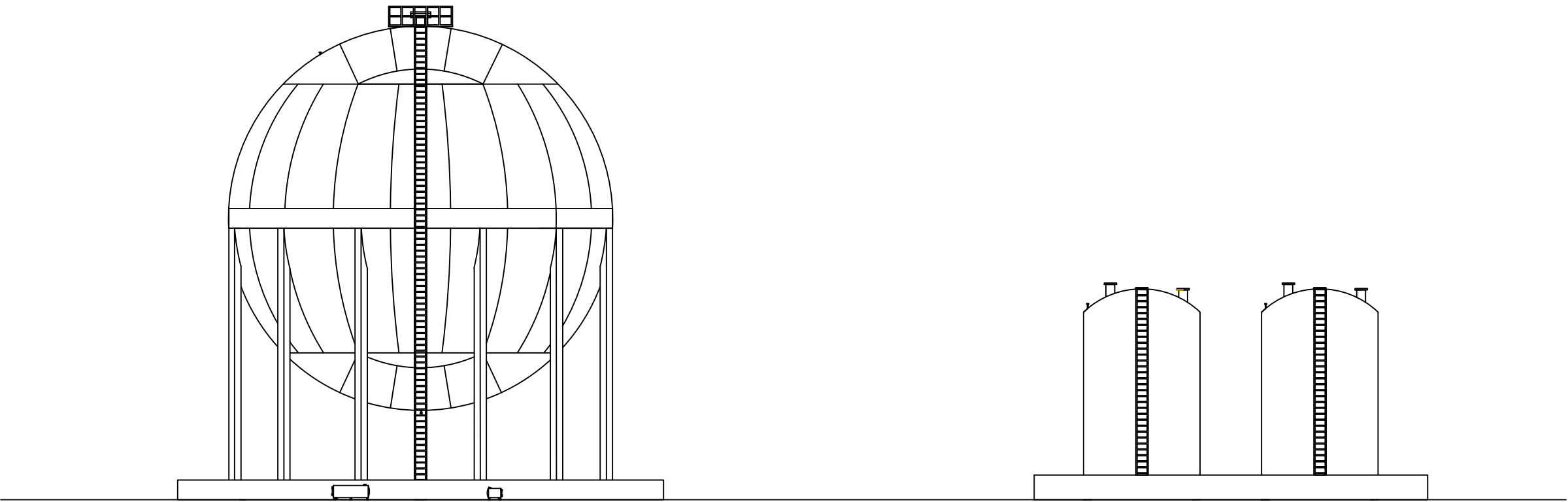
	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ		DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
			DENOMINACIÓ ÀREA 400	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
	PID ÀREA 400		DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
			ESCALA S/E	CLIENT UAB



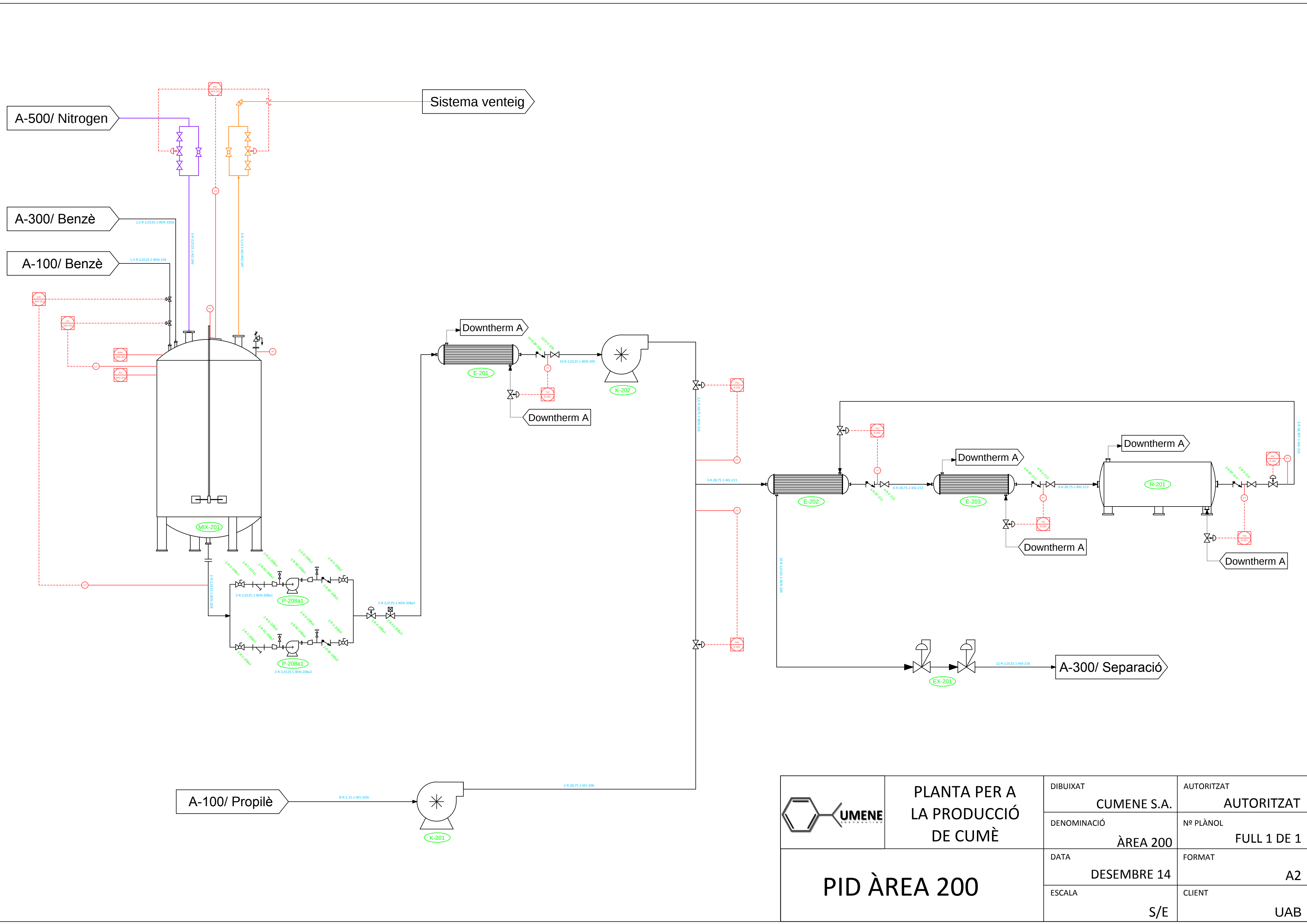
UMENE INDUSTRIAL	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ		DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
			DENOMINACIÓ LAYOUT	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
	LAYOUT		DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
			ESCALA 1:675	CLIENT UAB



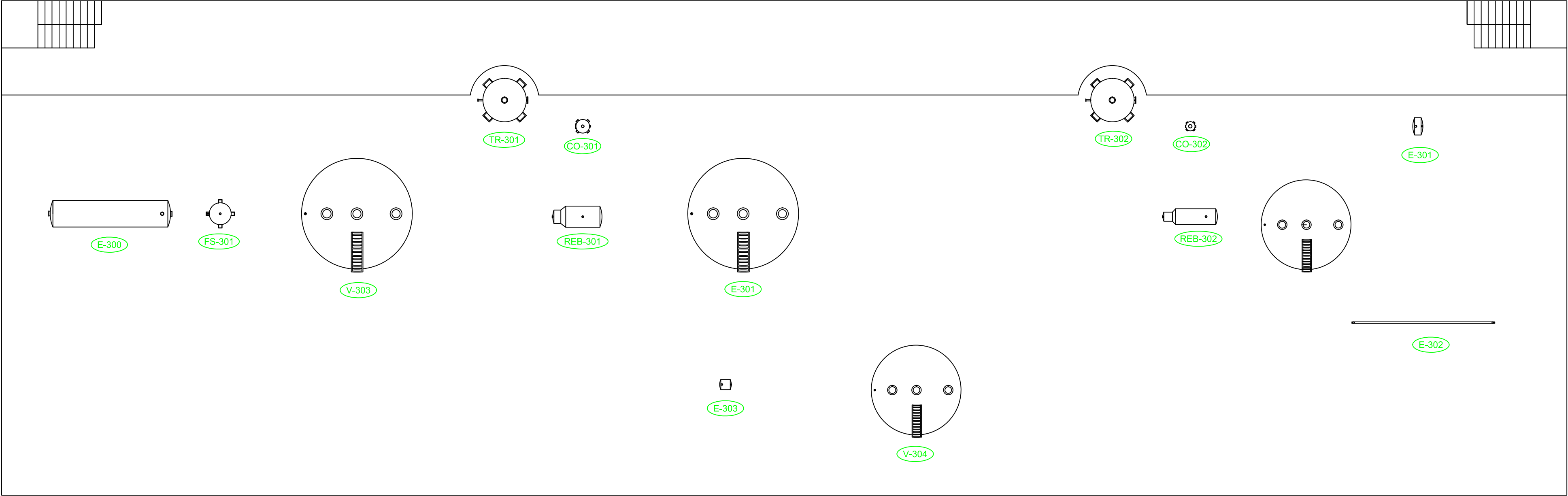
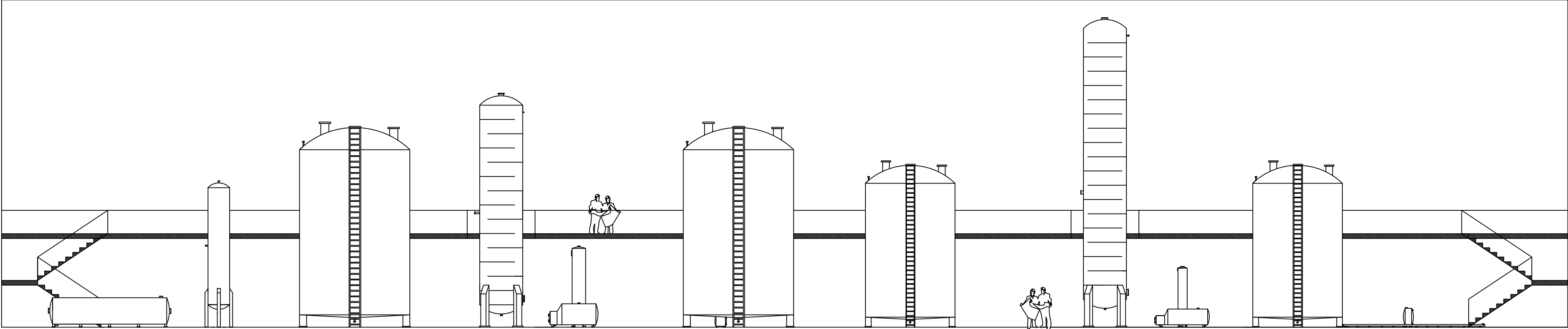
	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ		DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
	LAYOUT SEGURETAT		DENOMINACIÓ SEGURETAT	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
			DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
			ESCALA 1:675	CLIENT UAB



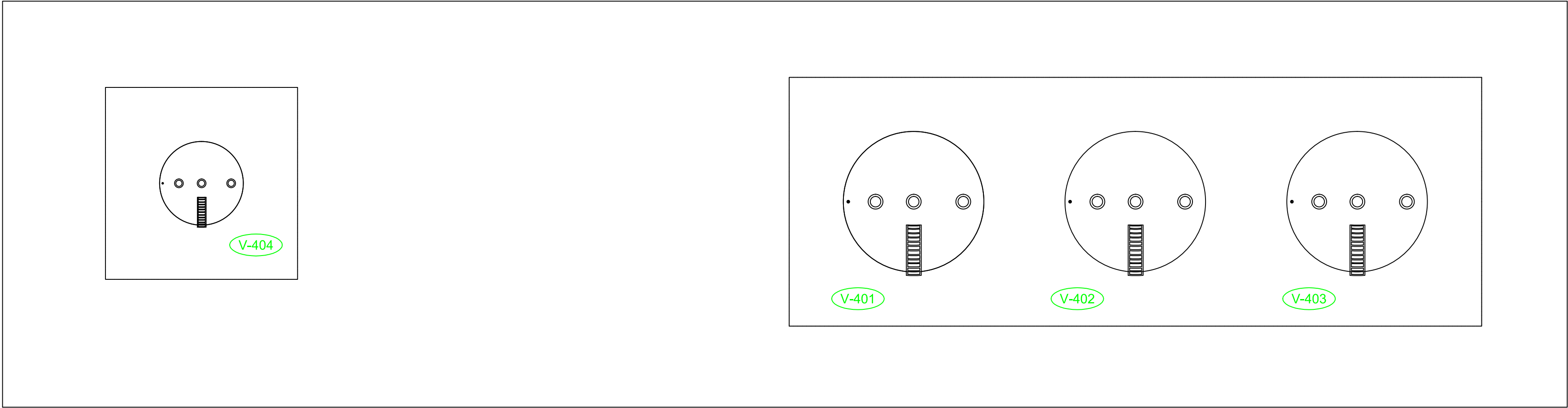
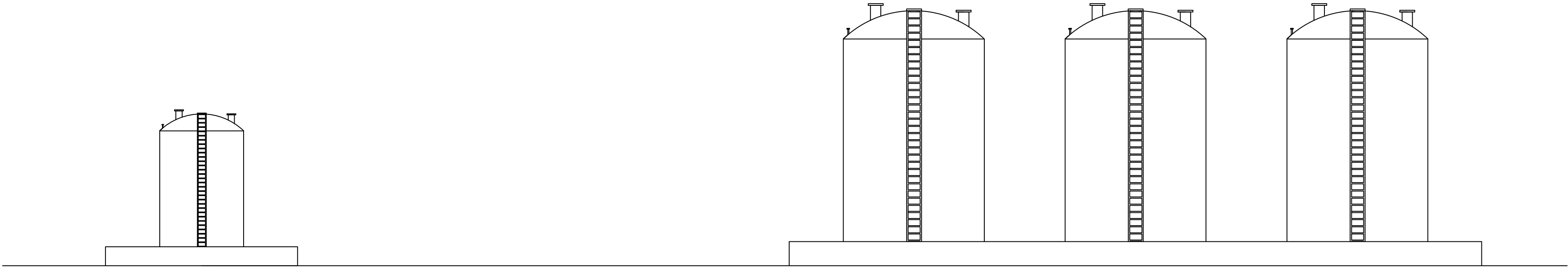
	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ		DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
			DENOMINACIÓ ÀREA 100	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
	IMPLANTACIÓ ÀREA 100		DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
			ESCALA 1:20	CLIENT UAB



	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ	DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
		DENOMINACIÓ ÀREA 200	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
PID ÀREA 200		DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
		ESCALA S/E	CLIENT UAB



	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ		DIBUIXAT CUMENE S.A.	AUTORITZAT AUTORITZAT
			DENOMINACIÓ ÀREA 300	Nº PLÀNOL FULL 1 DE 1
	IMPLANTACIÓ ÀREA 300		DATA DESEMBRE 14	FORMAT A2
			ESCALA 1:130	CLIENT UAB



	PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ	DIBUIXAT	AUTORITZAT
		CUMENE S.A.	AUTORITZAT
IMPLANTACIÓ ÀREA 400		DENOMINACIÓ	Nº PLÀNOL
		ÀREA 400	FULL 1 DE 1
		DATA	FORMAT
		DESEMBRE 14	A2
		ESCALA	CLIENT
		1:125	UAB

PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ



CAPÍTOL X:

MANUAL DE CÀLCULS

ÍNDIX

10	MANUAL DE CÀLCULS	4
10.1	INTRODUCCIÓ.....	4
10.2	TANCS D'EMMAGATZEMATGE.....	6
10.2.1	DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE.....	7
10.2.1.1	DISSENY DELS TANCS DE BENZÈ	7
10.2.1.2	DISSENY DELS TANCS DE CUMÈ.....	11
10.2.1.3	DISSENY TANCS EMMAGATZEMATGE DE DIPB	12
10.2.1.4	DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DEL PROPILÈ	12
10.2.2	CÀLCUL DEL VENTEIG DELS TANCS.....	14
10.2.3	CÀLCUL DE LES CUBETES DE RETENCIÓ	15
10.3	DISSENY DEL MIXER.....	16
10.3.1	DISSENY DEL TANC	16
10.3.2	DISSENY DE L'AGITADOR	18
10.4	DISSENY DEL TANC DE SEPARACIÓ FLASH.....	20
10.4.1	DISSENY MECÀNIC.....	22
10.4.2	AÏLLAMENT TÈRMIC	25
10.5	DISSENY DE LES TORRES DE RECTIFICACIÓ	26
10.5.1	DISSENY MECÀNIC.....	27
10.5.2	DISSENY FUNCIONAL	29
10.5.2.1	Mètode aproximat	30
10.5.2.2	Mètode rigorós.....	30
10.5.2.3	Dissenys avançats.....	32
10.5.3	AÏLLAMENT DE L'EQUIP	34
10.6	DISSENY DELS BESCANVIADORS DE CALOR.....	35
10.6.1	DECISIÓ DE LA CIRCULACIÓ DELS FLUIDS.....	36
10.6.2	PROCÉS DE DISSENY	37
10.6.2.1	Balanç tèrmic.....	38
10.6.2.2	Càlcul de la DTML:	39
10.6.2.2.1	Determinació del nombre de passos per carcassa i per tubs:	40
10.6.2.3	Correcció de la ΔT_{ML} , $(\Delta T_{ML})_C$	40
10.6.2.4	SELECCIÓ DEL BESCANVIADOR.....	42
10.6.2.4.1	SUPOSICIÓ DEL COEFICIENT GLOBAL INICIAL, U	42
10.6.2.4.2	CÀLCUL DE L'ÀREA TOTAL DE BESCANVI.....	44
10.6.2.4.3	SELECCIÓ DE LES CARACTERÍSTIQUES DELS TUBS.....	44

10.6.2.4.4	DISTRIBUCIÓ DELS TUBS.....	44
10.6.2.4.5	CÀLCUL DEL NÚMERO DE TUBS, N_t	45
10.6.2.4.6	CÀLCUL DEL DIÀMETRE DE CARCASSA.....	45
10.6.2.4.7	COMPROVACIÓ DE LA RELACIÓ L/D_s	47
10.6.2.4.8	SELECCIÓ DEL NÚMERO DE PASSOS PER TUB (n_{pt}) MITJANÇANT VELOCITATS TÍPIQUES DE CIRCULACIÓ PER TUBS (v_t).....	47
10.6.2.4.9	DETERMINACIÓ DEL NÚMERO DE PANTALLES DEFLECTORES I SEPARACIÓ ENTRE ELLES	49
10.6.2.5	CORRECCIÓ DEL VALOR DE U DEL BESCANVIADOR.....	49
10.6.2.6	DETERMINACIÓ DE U DEL BESCANVIADOR A PARTIR DEL CÀLCUL DELS COEFICIENTS INDIVIDUALS I ELS FACTORS D'EMBRUTIMENT	50
10.6.2.6.1	COEFICIENT DE CONVECCIÓ AL COSTAT DEL TUB.....	50
10.6.2.6.2	COEFICIENT DE CONVECCIÓ AL COSTAT DE CARCASSA	52
10.6.2.7	CÀLCUL DEL COEFICIENT GLOBAL A PARTIR DELS COEFICIENTS	54
10.6.2.8	CÀLCUL DE LES PÈRDUES DE PRESSIÓ	54
10.6.2.8.1	COSTAT TUB	54
10.6.2.8.2	COSTAT CARCASSA.....	55
10.6.2.9	DISSENY MECÀNIC.....	56
10.6.3	DISSENY DE KETTLE-REBOILERS.....	59
10.7	DISSENY REACTOR.....	62
10.7.1	TIPUS DE REACTOR.....	62
10.7.1.1	BESCANVI ENERGÈTIC.....	63
10.7.2	CATALITZADOR	63
10.7.3	PROCÉS DE DISSENY	63
10.7.3.1	BALANÇ D'ENERGIA.....	63
10.7.3.2	CÀLCUL DEL REACTOR CATALÍTIC MULTITUBULAR	64
10.7.3.3	BALANÇ TÈRMIC	65
10.8	BOMBES.....	67
10.8.1	CÀLCUL DE LES PÈRDUES DE CÀRREGA PER FRICCIÓ	68
10.8.2	CÀLCUL DEL NPSH DISPONIBLE	69
10.9	COMPRESSORS	71
10.9.1	DIMENSIONAT	71
10.9.2	COMPROBACIÓ TEÒRICA	73
10.10	SERVEIS.....	75
10.10.1	CALDERES D'OLI TÈRMIC	75
10.10.2	OLI DE TORRE	77

10.10.3	AIGUA DE REFRIGERACIÓ	78
10.10.4	AIGUA DE CHILLER.....	80
10.10.5	GAS NATURAL.....	83
10.11	AVALUACIÓ ECONÒMICA.....	83
10.11.1	CONSIDERACIONS GENERALS.....	83
10.11.2	CÀLCUL DELS PREUS DELS EQUIPS I MAQUINÀRIA	83
10.11.2.1	TANCS D'EMMAGATZEMATGE, PULMONS, DIPÒSITS INTERMEDIIS, FLASH I MIXER	83
10.11.2.2	INTERCANVIADORS DE CALOR (Carcassa i tubs i condensadors).....	84
10.11.2.3	INTERCANVIADOR DE DOBLE TUB.....	84
10.11.2.4	TORRES DE RECTIFICACIÓ.....	84
10.11.2.5	REBOILERS	85
10.11.2.6	BOMBES.....	85
10.11.2.7	COMPRESSORS	86
10.11.2.8	AGITADOR	86
10.11.2.9	TORRES DE REFRIGERACIÓ	86
10.11.2.10	TORRE DE REFRIGERACIÓ D'OLI TÈRMIC.....	86

10 MANUAL DE CÀLCULS

10.1 INTRODUCCIÓ

El disseny mecànic dels equips que componen la planta es calcularà en base al codi ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), secció VIII, divisió 1, en el que es detalla el disseny, la inspecció i construcció dels recipients a pressió.

A continuació, es resumirà el manual de càlcul dels espessors de paret dels equips sotmesos a pressió interna, amb cos cilíndric, fons superior i inferior toricsfèric. La relació dels paràmetres utilitzats és la següent:

- **Pressió, P:** Per saber la pressió de disseny dels equips necessària, es sumarà la pressió d'operació de l'equip a la pressió hidrostàtica que exerceixi el fluid que contingui. A més a més, s'afegirà el 15% del total per motius de seguretat. El valor obtingut serà el de la pressió de disseny. A continuació es mostra la fórmula corresponent:

$$P_{dis} = P_{op} + \Delta P + (P_{op} + \Delta P) \cdot 0,15 \quad \text{Equació 10.1}$$

La pressió hidrostàtica es calcularà amb la següent equació:

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad \text{Equació 10.2}$$

- **Límit elàstic, S:** Aquest variarà en funció del material escollit i de la temperatura d'operació de cada equip. Tota la planta es dissenyarà amb acer inoxidable 304-L per les bones prestacions mecàniques que presenta. A continuació, es mostra una taula on apareix la dependència del límit elàstic amb la temperatura per a diferents tipus d'acer.

Taula 10-1. Valors del límit elàstic a diferents temperatures (Sinnott R.K., 1983).

Material	Tensile strength (N/mm ²)	Design stress at temperature °C (N/mm ²)									
		0 to 50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Carbon steel (semi-killed or silicon killed)	360	135	125	115	105	95	85	80	70		
Carbon-manganese steel (semi-killed or silicon killed)	460	180	170	150	140	130	115	105	100		
Carbon-molybdenum steel, 0.5 per cent Mo	450	180	170	145	140	130	120	110	110		
Low alloy steel (Ni, Cr, Mo, V)	550	240	240	240	240	240	235	230	220	190	170
Stainless steel 18Cr/8Ni unstabilised (304)	510	165	145	130	115	110	105	100	100	95	90
Stainless steel 18Cr/8Ni Ti stabilised (321)	540	165	150	140	135	130	130	125	120	120	115
Stainless steel 18Cr/8Ni Mo 2½ per cent (316)	520	175	150	135	120	115	110	105	105	100	95

- **Factor de soldadura, E:** Les soldadures presenten discontinuïtats ja que és el mitja pel qual s'uneixen les xapes i la seva realització pot comportar defectes. Per tant, la zona on hi ha present una soldadura és una zona dèbil.

Així doncs, s'introdueix una reducció del límit elàstic multiplicant a aquest pel coeficient de factor de soldadura (E) a l'hora de fer els càlculs dels recipients. Aquest valor és E=0,85, considerant que el radiografiat realitzat és parcial.

- **Sobreessesor de corrosió, C1:** Es determina un sobreessesor de corrosió per compensar la corrosió que van patint els equips de la planta. Aquest valor oscil·la de 1 a 6 mm, incrementant-se als espessors obtinguts per resistir les càrregues a les que es troben sotmesos els recipients. Habitualment, és igual al màxim espessor corroït previst durant deu anys.

En aquest cas s'utilitzarà un marge de corrosió de 1 mm per compensar les possibles càrregues a les que es pot trobar el recipient degut a la corrosió del producte que contingui.

- **Tolerància de fabricació, C2:** En aquest aspecte, s'afegeix un sobreessesor del 10% de l'espessor obtingut inicialment en les parts dels equips en que el material pateix una deformació; és a dir, en les curvatures dels fons toricsfèrics ja que es perd part de l'espessor.

- **Factor M:** Aquest factor mostra la relació entre els dos radis que formen un fons toriesfèric: r i L . En tots els equips s'utilitzarà la relació $L=10 \cdot r$, i el valor de M per aquesta relació és de $M=1,54$.

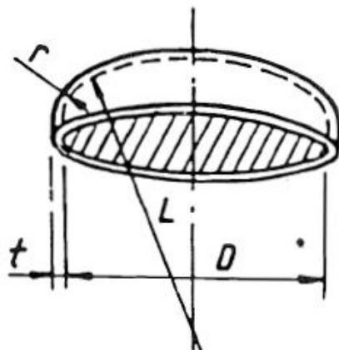


Figura 10-1. Detall del fons toriesfèric.

- **Velocitat o pressió del vent:** La major part dels equips estan instal·lats a l'exterior i estan sotmesos a la acció del vent. La velocitat o pressió del vent afectarà més en els equips de gran alçada o als que es trobin a grans alçades. En aquest cas, es considera que la acció del vent és molt petita i no es té en compte a l'hora de fer el disseny.
- **Espessor de paret i de fons:** L'espessor de paret d'un cos cilíndric i de fons toriesfèrics es calculen a partir de les següents fórmules:

$$\text{Espessor de paret} = \frac{P_{dis} \cdot D_{int}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_{dis}} + C1 \quad \text{Equació 10.3}$$

$$\text{Espessor de fons toriesfèric} = \frac{0,885 \cdot P_{dis} \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_{dis}} + C1 + C2 \quad \text{Equació 10.4}$$

10.2 TANCOS D'EMMAGATZEMATGE

Els tancos d'emmagatzematge de benzè, propilè, DIPB i cumè han estat dissenyats per tal de cobrir les necessitats de producció de la planta.

10.2.1 DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE

10.2.1.1 DISSENY DELS TANCS DE BENZÈ

A continuació, es mostren els càlculs pel disseny del tanc d'emmagatzematge del benzè. Aquesta matèria prima ens arriba mitjançant una canonada que connecta amb el tanc d'emmagatzematge. Està dissenyat per cobrir les necessitats de 24 hores de producció.

$$volum\ total\ (m^3) = \left(\frac{cabal\ màssic\ entrada}{\rho_{producte\ químic}} \right) + \left(\frac{cabal\ màssic\ entrada}{\rho_{producte\ químic}} \right) \cdot 20\% \quad \text{Equació 10.5}$$

A continuació, es mostren els càlculs de les dimensions del tanc d'emmagatzematge que tenen forma cilíndrica en el cos del recipient.

$$V_{cilindre}\ (m^3) = \frac{1,5}{4} \pi \cdot D_{int}^3 \quad \text{Equació 10.6}$$

$$V_{toriesfèric}\ (m^3) = \frac{1}{12} \pi \cdot D_{int}^3 \quad \text{Equació 10.7}$$

$$V_{tanc}\ (m^3) = V_{cilindre} + V_{toriesfèric} \quad \text{Equació 10.8}$$

$$V_{tanc}\ (m^3) = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{toriesfèric} \quad \text{Equació 10.9}$$

$$H_{tanc}\ (m) = 1,5 \cdot D_{int} \quad \text{Equació 10.10}$$

$$H_{toriesfèric}\ (m) = 0,2 \cdot D_{int} \cdot 0,35 \cdot \text{espessor} \quad \text{Equació 10.11}$$

$$H_{total}\ (m) = H_{tanc} + H_{tori} \quad \text{Equació 10.12}$$

$$H_{total}\ (m) = H_{tanc} + 2 \cdot H_{tori} \quad \text{Equació 10.13}$$

On:

D_{int} és el diàmetre intern del tanc en metres.

A continuació, es mostren els càlculs de la pressió de disseny dels tancs.

- Càlcul de l'alçada del líquid:

$$H_{tanc\ líquid}\ (m) = 80\% \cdot H_{tanc} \quad \text{Equació 10.14}$$

On:

H_{liq} és l'alçada del líquid en el tanc en metres.

- Càlcul de la pressió hidroestàtica:

$$P_{hidro}(bar) = \rho_{liq} \cdot g \cdot H_{liq} \quad \text{Equació 10.15}$$

On:

ρ_{liq} és la densitat del líquid en kg/m³.

g és la gravetat en m/s².

- Càlcul de la pressió de disseny:

$$P_{dis}(bar) = P_{op} + P_{hidro} + (P_{op} + P_{hidro}) \cdot 0,15 \quad \text{Equació 10.16}$$

On:

P_{op} és la pressió de treball del tancs en bars.

P_{hidro} pressió hidrostàtica: És la pressió, en bars, que exerceix el líquid en el tanc, ja que estan dissenyats de forma vertical.

A continuació, es mostren els càlculs de l'espessor del tanc.

- Càlcul de l'espessor de la part cilíndrica:

$$Espessor\ de\ paret\ (mm) = \frac{P_{dis} \cdot D_{int}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_{dis}} + C1 + C2 \quad \text{Equació 10.17}$$

On:

P_{diss} és la pressió de disseny en bars.

D_{int} és el diàmetre intern del tanc en metres.

S és el límit elàstic del material del tanc = 1650 bar

E és el radiografiat = 0.85

$C1$ és l'espessor de la corrosió = 1mm

$C2$ és la tolerància a la fabricació en mm = 10% de la formula anterior sense tenir en compte l'espessor de la corrosió ($C1$).

- Càlcul de l'espessor del fons torisfèric superior (mm):

$$\text{Espessor de fons toriesfèric superior (m)} = \frac{1,54 \cdot P_{\text{operació}} \cdot 1,15L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_{\text{operació}} \cdot 1,15} + C1 + C2 \quad \text{Equació 10.18}$$

$P_{\text{operació}}$ és la pressió d'operació en bars.

L és el diàmetre intern en metres.

- Càlcul de l'espessor del fons toriesfèric inferior (mm):

$$\text{Espessor de fons toriesfèric superior (mm)} = \frac{1,54 \cdot P_{\text{diss}} \cdot 1,15L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_{\text{diss}} \cdot 1,15} + C1 + C2 \quad \text{Equació 10.19}$$

P_{diss} és la pressió de disseny en bars; en aquest cas es té en compte la pressió que exerceix el líquid en el fons del tanc.

A continuació, es mostren els càlculs utilitzats per saber el pes dels tancs d'emmagatzematge, ja es trobin buits, amb aigua o amb el producte corresponent.

- Càlcul del diàmetre intern i extern del toriesfèric superior

$$D_{\text{int tori}}(m) = (12 \cdot V_{\text{toriesfèric}})^{1/3} \quad \text{Equació 10.20}$$

$$D_{\text{ext tori}}(m) = D_{\text{int tori}} \cdot 2 \cdot \left(\frac{\text{Espessor part tori}}{1000} \right) \quad \text{Equació 10.21}$$

- Càlcul del diàmetre intern i extern del toriesfèric inferior:

$$D_{\text{int tori}}(m) = (12 \cdot V_{\text{toriesfèric}})^{1/3} \quad \text{Equació 10.22}$$

$$D_{\text{ext tori}}(m) = D_{\text{int tori}} \cdot 2 \cdot \left(\frac{\text{Espessor part tori}}{1000} \right) \quad \text{Equació 10.23}$$

- Càlcul del pes del tanc buit:

$$P_{\text{cilindre buit}}(kg) = \rho_{\text{acer}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\text{ext tori}}^2 - D_{\text{int tori}}^2) \cdot H_{\text{tanc}} \quad \text{Equació 10.24}$$

$$P_{\text{tori buit}}(kg) = \left(\frac{1}{12} \cdot D_{\text{ext tori}}^3 - \frac{1}{12} \cdot D_{\text{int tori}}^3 \right) \cdot \rho_{\text{acer}} \quad \text{Equació 10.25}$$

$$P_{\text{pla buit}}(kg) = \frac{\rho_{\text{acer}} \cdot \text{Espessor}}{1000} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_{\text{ext}}}{2} \right)^2 \quad \text{Equació 10.26}$$

$$P_{\text{total buit}}(kg) = P_{\text{cilindre buit}} \cdot P_{\text{fons superior}} \cdot P_{\text{fons inferior}} \quad \text{Equació 10.27}$$

- Càlcul del pes del tanc amb aigua:

$$P_{aigua} (kg) = P_{total buit} \cdot \rho_{aigua} \cdot \left(\frac{volum total}{n^{\circ} tancs} \right) \quad \text{Equació 10.28}$$

- Càlcul del pes del tanc amb el producte:

$$P_{tanc amb el producte} (kg) = P_{total buit} \cdot \rho_{producte} \cdot \left(\frac{volum total}{n^{\circ} tancs} \right) \quad \text{Equació 10.29}$$

En la següent taula es mostren els resultats obtinguts en el càlcul dels tancs de benzè, es disposarà de dos tancs de benzè. Aquests seran de la mateixa dimensió, 150 m³. En la taula, apareixen els paràmetres de dimensionament, els seus resultats pel tanc de benzè i l'equació utilitzada en cada paràmetre.

Taula 10-2. Dades de disseny del tancs d'emmagatzematge de benzè.

	BENZÈ	EQUACIÓ UTILITZADA
Cabal màssic (Tn/dia)	215,2	-
Densitat (kg/m³)	866	-
Volum total (m³)	298,2	Equació 10.5 (El volum total és divideix entre 2, obtenint dos tancs de 150 m ³)
Volum cilindre (m³)	122,73	Equació 10.6
Volum toriesfèric (m³)	27,27	Equació 10.7
Volum tanc (m³)	150	Equació 10.9 (Els tancs tenen forma cilíndrica en el cos, el cap i el fons toriesfèric)
Diàmetre intern (m)	4,7	-
H_{tanc} (m³)	7,06	Equació 10.10
H_{tori} (m)	0,94	Equació 10.11
H_{total} (m)	8	Equació 10.12
H_{tanc líquid} (m³)	5,64	Equació 10.14
Pressió operació (bar)	1,75	-
Pressió hidrostàtica (bar)	0,48	Equació 10.15
Pressió de disseny (bar)	2,56	Equació 10.16
Espessor part cilíndrica (mm)	6	Equació 10.17
Espessor fons superior toriesfèric (mm)	6	Equació 10.18
Espessor fons inferior (mm)	6	-
D intern tori superior (m)	6,89	Equació 10.20
D extern tori superior (m)	6,9	Equació 10.21
Pes cilindre buit (kg)	4920,29	Equació 10.24
Pes toriesfèric superior buit (kg)	1067,9	Equació 10.25
Pes fondo pla inferior buit (kg)	823,18	Equació 10.26

Pes total buit (kg)	6811,35	Equació 10.27
Pes tanc ple d'aigua (kg)	131060,77	Equació 10.28
Pes del tanc amb benzè (kg)	114411,35	Equació 10.29

10.2.1.2 DISSENY DELS TANCs DE CUMÈ

En el cas del cumè, s'emmagatzemarà en tres tancs de 200 m³, abans de ser enviats a la planta que es troba al costat. En la següent taula, es pot veure cada paràmetre de disseny amb el seu corresponent valor i la equació utilitzada en cada cas.

Taula 10-3. Dades de disseny del tancs d'emmagatzematge de cumè.

	CUMÈ	EQUACIÓ UTILITZADA
Cabal màssic (Tn/dia)	266,76	-
Densitat (kg/m³)	847,1	-
Volum total (m³)	390,5	Equació 10.5 (Es posen tres tancs per si hi ha un tall a la canonada d'enviament de cumè)
Volum cilindre (m³)	163,63	Equació 10.6
Volum toriesfèric (m³)	36,36	Equació 10.7
Volum tanc (m³)	200	Equació 10.8 (Els tancs tenen forma cilíndrica en el cos, el cap toriesfèric i el fons pla)
Diàmetre intern (m)	5,18	-
H_{tanc} (m³)	7,77	Equació 10.10
H_{tori} (m)	1,037	Equació 10.11
H_{total} (m)	8,8	Equació 10.12
H_{tanc líquid} (m³)	7,38	Equació 10.14
Pressió operació (bar)	1	-
Pressió hidrostàtica (bar)	0,613	Equació 10.15
Pressió de disseny (bar)	1,85	Equació 10.16
Espessor part cilíndrica (mm)	5	Equació 10.17
Espessor fons superior toriesfèric (mm)	4	Equació 10.18
Espessor fons inferior (mm)	5	-
D intern toriesfèric superior (m)	7,585	Equació 10.20
D extern toriesfèric superior (m)	7,592	Equació 10.21
Pes cilindre buit (kg)	4965,5	Equació 10.24
Pes toriesfèric superior buit (kg)	813	Equació 10.25
Pes fondo pla inferior buit (kg)	829,98	Equació 10.26
Pes total buit (kg)	6608,53	Equació 10.27
Pes tanc ple d'aigua (kg)	162434,3	Equació 10.28
Pes del tanc amb cumè (kg)	138608,53	Equació 10.29

10.2.1.3 DISSENY TANCS EMMAGATZEMATGE DE DIPB

El DIPB serà emmagatzemat en un tanc de 50 m³, cobrint les necessitats de 5 dies de producció.

Taula 10-4. Dades de disseny del tancs d'emmagatzematge de DIPB

	DIPB	EQUACIÓ UTILITZADA
Cabal màssic (Tn/dia)	35,58	-
Densitat (kg/m³)	838,2	-
Volum total (m³)	46,64	Equació 10.5 (El DIPB serà emmagatzemat durant 5 dies)
Volum cilindre (m³)	34,62	Equació 10.6
Volum toriesfèric (m³)	7,7	Equació 10.7
Volum tanc (m³)	50	Equació 10.8 (Els tancs tenen forma cilíndrica en el cos, el cap toriesfèric i el fons pla)
Diàmetre intern (m)	3,08	-
H_{tanc} (m)	4,63	Equació 10.10
H_{tori} (m)	0,62	Equació 10.11
H_{total} (m)	5,86	Equació 10.13
H_{tanc líquid} (m)	4,78	Equació 10.14
Pressió operació (bar)	1	-
Pressió hidrostàtica (bar)	0,39	Equació 10.15
Pressió de disseny (bar)	1,6	Equació 10.16
Espessor part cilíndrica (mm)	3	Equació 10.17
Espessor fons superior toriesfèric (mm)	3	Equació 10.18
Espessor fons inferior (mm)	3	Equació 10.19
D intern toriesfèric superior (m)	4,519	Equació 10.20
D extern toriesfèric superior (m)	4,524	Equació 10.21
D intern toriesfèric inferior (m)	4,519	Equació 10.22
D extern toriesfèric inferior (m)	4,525	Equació 10.23
Pes cilindre buit (kg)	1057,74	Equació 10.24
Pes toriesfèric superior buit (kg)	171,98	Equació 10.25
Pes toriesfèric inferior buit (kg)	239,73	Equació 10.25
Pes total buit (kg)	1469,46	Equació 10.27
Pes tanc ple d'aigua (kg)	40338,46	Equació 10.28
Pes del tanc amb DIPB (kg)	34049,46	Equació 10.29

10.2.1.4 DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DEL PROPILÈ

El tanc d'emmagatzematge del propilè ha estat dissenyat en forma esfèrica degut a que aquest treballa a pressió ja que si es vol tenir el propilè líquid ha d'estar a pressió o bé a baixa temperatura. S'ha dissenyat el tanc per cobrir les necessitats de 24 hores de producció.

A continuació, es mostren els càlculs de les dimensions del tanc.

- Càlcul del radi de l'esfera:

$$D_{int}(m) = \left(\left(\frac{3}{4} \cdot V_{tanc} \cdot \pi \right)^{1/3} \right) \cdot 2 \quad \text{Equació 10.30}$$

- Càlcul de l'espessor del tanc esfèric:

$$Espessor \text{ de paret (mm)} = \frac{P_{dis} \cdot r_{int} \cdot 1000}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_{dis}} + C1 + C2 \quad \text{Equació 10.31}$$

On:

P_{diss} és la pressió de disseny en bars.

r_{int} és el radi intern del tanc en metres.

S és el límit elàstic del material del tanc = 1650 bar

E és el radiografiat = 0.85

$C1$ és l'espessor de la corrosió = 1mm

$C2$ és la tolerància a la fabricació en mm = 10% de la formula anterior sense tenir en compte l'espessor de la corrosió ($C1$).

- Càlcul del pes del tanc esfèric:

$$P_{esfera \text{ buit}} (kg) = \left(\left(\frac{4 \cdot \pi}{3} \right) \cdot \left(\left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D_{int}}{2} \right)^3 \right) \right) \cdot \rho_{acer} \quad \text{Equació 10.32}$$

$$P_{tanc \text{ amb aigua}} (kg) = P_{tanc \text{ esfera buit}} \cdot V_{total} \cdot \rho_{acer} \quad \text{Equació 10.33}$$

$$P_{tanc \text{ amb propilè}} (kg) = P_{tanc \text{ esfera buit}} \cdot V_{total} \cdot \rho_{propilè} \quad \text{Equació 10.34}$$

Taula 10-5. Dades de disseny del tancs d'emmagatzematge del propilè.

	PROPILE	EQUACIÓ UTILITZADA
Cabal màssic (Tn/dia)	100,8	-
Densitat (kg/m³)	610,11	-
Volum total (m³)	198,26	Equació 10.5
Dint esfera (m)	15,56	Equació 10.20
Volum tanc (m³)	200	-
H_{tanc líquid} (m)	12,86	Equació 10.14
Pressió operació (bar)	13	-
Pressió hidrostàtica (bar)	0,77	Equació 10.15

Pressió de disseny (bar)	15,83	Equació 10.16
Espessor del tanc (mm)	50	Equació 10.31
Pes esfera buida (kg)	297447,14	Equació 10.32
Pes esfera amb aigua (kg)	462665,96	Equació 10.33
Pes esfera amb propilè (kg)	398247,14	Equació 10.34

10.2.2 CÀLCUL DEL VENTEIG DELS TANCS

El càlcul del venteig s'ha realitzat tenint en compte la normativa ITC-MIE-AP1. En el càlcul dels s'ha tingut en compte l'àrea del tanc que pots estar exposada a un foc extern.

- Càlcul de l'àrea humida d'un tanc cilíndric:

$$A_{humida}(m) = 2 \cdot \pi \cdot \frac{D_{int}}{2} \cdot H_{tanc} \quad \text{Equació 10.35}$$

- Càlcul de l'àrea humida d'un tanc esfèric:

$$A_{humida}(m) = 0,55 \cdot A_{tanc \text{ esfèric}} \quad \text{Equació 10.36}$$

$$A_{tanc \text{ esfèric}}(m) = \pi \cdot \left(\frac{D_{int}}{2}\right)^2 \quad \text{Equació 10.37}$$

- Càlcul de la calor rebuda pel recipient:

$$Q \left(\frac{KJ}{kg}\right) = 139,7 \cdot F \cdot A_{humida}^{0,82} \cdot 10^3 \quad \text{Equació 10.38}$$

On:

Q és la calor rebuda pel recipient en KJ/kg

- Càlcul del venteig:

$$\frac{m^3}{h} \text{ aire} = \frac{4,414 \cdot Q}{L \cdot \sqrt{M}} \quad \text{Equació 10.39}$$

On:

L és el calor latent de vaporització del combustible en KJ/kg

M és el pes molecular del combustible

Taula 10-6. Venteig pels tancs d'emmagatzematge del benzè, cumè i DIPB.

	BENZÈ	PROPILE	CUMÈ	DIPB	EQUACIÓ UTILITZADA
A_{humida} (m²)	104,33	104,63	126,38	44,87	Equació 10.35

L (KJ/kg)	377,9	438,96	308,3	246,3	-
M (kg/kmol)	78	42	120	163	-
Q (KJ/kg)	6313878,19	6328904, 26	7389176,78	3160887,39	Equació 10.38
m3/h	8350,34	9820	9657,49	4436,93	Equació 10.39

10.2.3 CÀLCUL DE LES CUBETES DE RETENCIÓ

A continuació, es mostren els càlculs de les cubetes de retenció. Aquestes ens serviran en cas de vessament líquid dels tancs d'emmagatzematge. Es disposarà d'una cubeta per cada líquid de la planta. En el cas de les cubetes de benzè, cumè i DIPB s'ha tingut en compte el volum de líquid que hi ha en un tanc tot i que hi pugui haver més d'un tanc. En el cas de la cubeta del propilè, es trobarà a distància i es té en compte per realitzar els càlculs el 20% de líquid del tanc.

- Càlcul de la distància entre tancs:

$$\text{Distància entre tancs (m)} = 0,5 \cdot D_{\text{ext del tanc}} \quad \text{Equació 10.40}$$

- Càlcul de les dimensions de la cubeta:

$$\begin{aligned} &\text{Àrea cubeta (m}^2\text{)} \\ &= (n^{\circ} \text{ tancs} \cdot D_{\text{ext}} + \text{dist entre tancs} \\ &+ 2m (\text{Distància entre la paret del tanc i la paret de la cubeta})) \\ &\cdot (D_{\text{ext}} \cdot 2m (\text{Distància entre la paret dels tancs i la paret de la cubeta})) \end{aligned} \quad \text{Equació 10.41}$$

- Càlcul de l'alçada de la cubeta:

$$\text{Alçada de la cubeta (m)} = \left(\frac{\left(\frac{\text{volum total}}{n^{\circ} \text{ tancs}} \right)}{\text{Àrea cubeta}} \right) \cdot 1,15 \quad \text{Equació 10.42}$$

Taula 10-7. Cubetes de retenció dels tancs de benzè

	BENZÈ	EQUACIÓ UTILITZADA
Distància entre tancs (m)	2,36	Equació 10.40 (Es disposa de dos tancs amb una distància mínima de separació de 2,36 m, s'ha decidit posar 3 metres)
Àrea cubeta (m ²)	143,26 (16,45x8,72)	Equació 10.41
Alçada de la cubeta (m)	0,99	Equació 10.42 (S'ha sobredimensionat un 15%)

Taula 10-8. Cubetes de retenció del tanc de propilè

	PROPILE	EQUACIÓ UTILITZADA
Àrea cubeta (m²)	42,25 (6,5x6,5)	S'ha dissenyat tenint en compte el 20% del líquid que hi ha al tanc
Alçada de la cubeta (m)	0,8	-

Taula 10-9. Cubetes de retenció dels tancs de cumè

	CUMÈ	EQUACIÓ UTILITZADA
Distància entre tancs (m)	2,6	Equació 10.40 (Es disposa de tres tancs amb una distància mínima de separació de 2,6m, s'ha tingut en compte aquest valor)
Àrea cubeta (m²)	169,4 (23,56x7,2)	Equació 10.41
Alçada de la cubeta (m)	0,7	Equació 10.42 (S'ha sobredimensionat un 15%)

Taula 10-10. Cubetes de retenció dels tanc de DIPB

	DIPB	EQUACIÓ UTILITZADA
Àrea cubeta (m²)	50,3 (7,1x7,1)	Equació 10.41
Alçada de la cubeta (m)	0,89	Equació 10.42 (S'ha sobredimensionat un 15%)

10.3 DISSENY DEL MIXER

Es necessitarà un tanc mesclador per fer la mescla de benzè provinent de la recirculació, juntament amb el benzè que ens proveeix Repsol.

Per fer el disseny d'aquest tanc de mescla, s'ha decidit seguir el model fet anteriorment per al disseny de tancs d'emmagatzematge, s'utilitzarà l'acer inoxidable AISI 304, gràcies al seu preu i que no es té cap producte corrosiu dins del tanc.

En aquest cas s'ha triat un temps de residència de 30 minuts.

10.3.1 DISSENY DEL TANC

Les taules amb les diferents dades del disseny del tanc s'exposaran a continuació.

Taula 10-11. Dimensions mesclador M-301.

DADES MIXER M-301	
densitat (kg/m³)	876,500

Volum (30 minuts)	10,492
Volum Sobredimens 20%	12,590
Vcilindre (m3)	8,723
Vtori (m3)	1,938
V Real (m3)	12,600
Dint (m)	1,949
H tanc (m)	2,924
H tori (m)	0,391
H total (m)	3,706

Taula 10-12. Dades de disseny del mesclador M-301.

DADES DISSENY M-301	
Temperatura Disseny (°C)	90
Poperació (bar)	1,750
Phidro (bar)	0,280
P diss (bar)	2,335

Taula 10-13. Dades espessor cilindre i tapes toriesfèriques.

DADES ESPESSORS		Aproximació
Espessor Cilindre (mm)	1,798	
0,15*Espessor inicial (mm)	0,180	
Espessor Final (mm)	2,978	3,0
Espessor Tapa Torisfèrica (mm)	2,385	
0,15*Espessor inicial (mm)	0,239	
Espessor Final (mm)	2,624	3,0
Espessor Fons Torisfèric (mm)	2,767	
0,15*Espessor inicial (mm)	0,277	
Espessor Final (mm)	3,044	4,0

Taula 10-14. Dades del pes de l'equip.

PES DE L'EQUIP	
Pes cil buit (kg)	422,239
Pes tori superior buit (kg)	96,154
Pes tori inferior buit (Kg)	128,295
Pes total buit (kg)	646,688
Pes amb aigua (kg)	11138,734
Pes amb el producte (kg)	9842,966

Taula 10-15. Dades del venteig.

VENTEIG	
Calor latent de vaporització (KJ/kg)	409,9
Q (calor rebut pel recipient, KJ/kg)	708693,3219

pes molecular (kg/kmol)	78
m3 aire /h	864,103

10.3.2 DISSENY DE L'AGITADOR

S'ha triat un agitador radial tipus turbina gràcies a que es fàcil de dissenyar i es àmpliament utilitzat dins de l'indústria química. L'esquema de tanc més agitador es el següent:

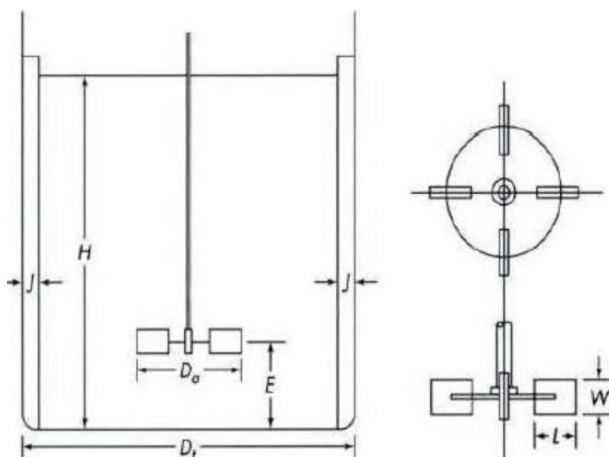


Figura 10-2. Esquema del tanc amb agitació.

Per a fer el disseny de l'agitador s'utilitzaran les fórmules següents:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12} ; \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} ; \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Equació 10.43

On:

Da és el diàmetre de l'agitador en metres.

Dt és el diàmetre intern del tanc en metres.

J són els Baffles en metres.

E és la posició de l'agitador en metres.

W és l'altura de la pala de l'agitador en metres.

L és la longitud de la pala de l'agitador en metres.

Els resultats obtinguts son els següents:

Taula 10-16. Mides disseny de l'agitador.

Dt	1,95
Da	0,65
J	0,16
E	0,65
w	0,13
L	0,16

A continuació es calcularà la potència de l'agitador, per començar a fer el càlcul s'ha de calcular en numero de Reynolds per tal de poder obtenir el número de potència a partir de la següent correlació.

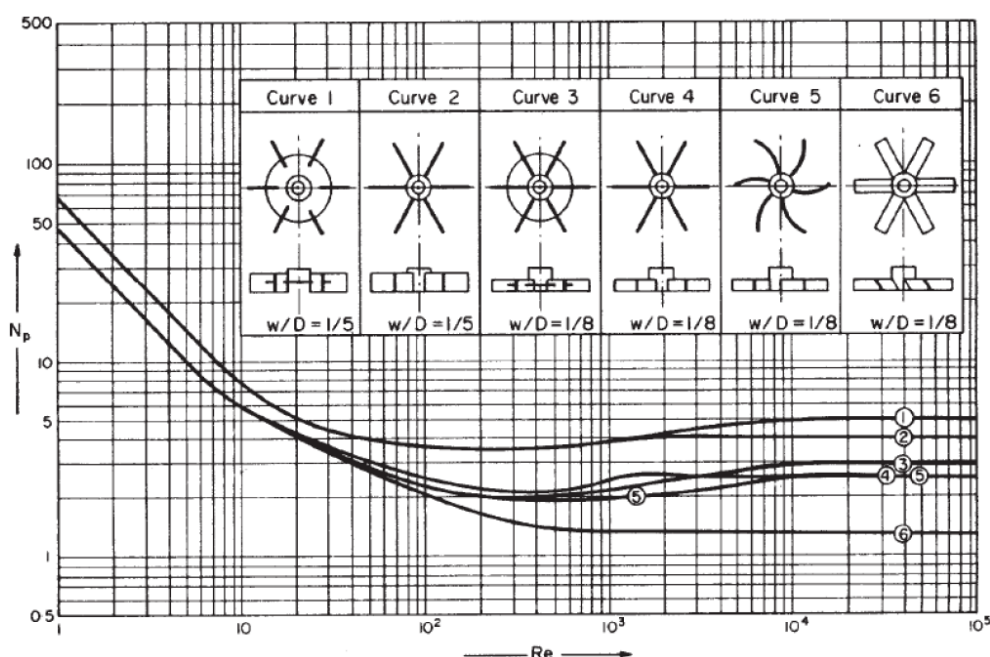


Figura 10-3. Correlació per a l'obtenció del número de Reynolds.

Per realitzar el càlcul es suposa una velocitat de 2rps.

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{826.3 \frac{Kg}{m^3} \cdot 2rps \cdot 0.65^2 m^2}{0.0004381 \frac{Kg}{s \cdot m}} = 1592119.51 \quad \text{Equació 10.44}$$

A partir del número de Reynolds anterior i mirant la corba 2 de la figura 3, que es la que correspon al agitador seleccionat, es troba un número de Potencia de 4.

A partir de la següent fórmula es calcularà la potència necessària de l'agitador:

$$P = N_p \cdot D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho = 4 \cdot 0.65^5 \cdot 2^3 \cdot 826.3 = 3060.14 W = 4.16 CV \quad \text{Equació 10.45}$$

$$\frac{P}{V_t} = \frac{3.03014 KW}{12.6 m^3} = 0.2431 \frac{kW}{m^3} \quad \text{Equació 10.46}$$

10.4 DISSENY DEL TANC DE SEPARACIÓ FLASH

En la planta de producció de cumè s'ha seleccionat el separador cilíndric vertical bifàsic amb eliminador de boira, el qual és molt usat i no requereix tanta capacitat per acumular el líquid, a més és molt eficient en la separació amb una baixa pèrdua de càrrega. El separador consta d'un eliminador de boira, que es tracta d'una malla metàl·lica perforada que ajuda a la separació i, per tant, el separador tindrà una dimensió inferior, el que comporta una reducció en el cost de l'equip.

Existeixen diferents criteris per definir el tipus de separador; no obstant això, la majoria dels separadors utilitzen els mateixos principis de separació que es regeixen per la mecànica dels fluids. Per conseqüència, l'important és que el disseny sigui correcte i consideri totes les parts necessàries per complir amb els principis de separació indicats a continuació:

- Momentum o quantitat de moviment: si un corrent de fases canvia de direcció bruscament, les partícules de la fase lleugera canviarien de direcció o es mourien més ràpid que les del fluid de major densitat o més pesat. Aquest canvi en la quantitat de moviment produeix separació de les fases.
- Força de gravetat: les gotes de líquid se separen de la fase gasosa quan la força de gravetat que actua sobre les gotes de líquid és major que la força d'arrossegament del gas sobre la gota de líquid.
- Coalescència: per a les gotes més petites de líquid que formen una espècie de boirina o plugim que són arrossegades per la fase gasosa i no poden ser separades per gravetat, s'utilitza un mecanisme coalescedor. Aquests mitjans són els demister, eliminadors de boira o malles que fan que les petites gotes col·lisionin formant gotes més grans que per la seva major grandària i pes fan que es precipitin per gravetat.
- Acumulació de líquid: els líquids separats s'acumulen en el fons. Aquesta secció permet que certes partícules de gas barrejades amb el líquid se separin a causa d'un temps de retenció que ha de romandre en el líquid acumulat.

Tota separació pot emprar un o més d'aquests principis, però sempre les fases dels fluids han de ser immiscibles i de diferents densitats perquè ocorri la separació.

Parts d'un separador:

Tot separador, ja sigui horitzontal i vertical, bifàsic o trifàsic, per poder complir amb els principis de separació, deuen dotar-se dels mecanismes necessaris per complir amb els principis de separació indicats anteriorment, per a això, s'han establert quatre seccions principals que es defineixen a continuació:

La primera secció de separació comprèn l'entrada de fluids al separador, permet absorbir la quantitat de moviment dels fluids en l'alimentació i controla el canvi sobtat del corrent, i produeix una separació inicial. Aquesta zona inclou els filtres d'entrada i els additaments d'entrada, tals com:

- Deflectors o distribuïdors que van instal·lats en els filtres d'entrada, que s'utilitzen per produir un canvi de quantitat de moviment o de la direcció de flux del corrent d'entrada, i així produir la primera separació mecànica de les fases. Els deflectors, es dissenyen en forma d'angle, placa, con o semiesfera; aquests aconseguixen un canvi ràpid en l'adreça i la velocitat del corrent d'entrada, predominant la separació gas-líquid.
- La secció de forces gravitacionals tenen una influència fonamental, ja que les gotes de líquids que conté el gas són separades al màxim. Aquest procés, es realitza mitjançant el principi d'assentament per gravetat. La velocitat del gas es redueix apreciablement i, en conseqüència, el corrent de gas puja a una velocitat reduïda, provocant que les partícules disperses de líquid es dipositin en el fons del recipient.
- A la secció d'extracció de boirina es separen les minúscules partícules de líquid que conté el gas després d'haver passat per les dues seccions anteriors. Els eliminadors de boira són additaments per eliminar petites gotes de líquid que no poden ser separades per la simple acció de la gravetat en separadors vapor-líquid. Les gotes fines aconseguixen una grandària prou gran per separar-se per gravetat: per aconseguir-ho es fa necessari tenir elements com els eliminadors de boira o Malles per al cas de separadors líquid-vapor, o les esponges o plats coalescents, en el cas de la separació líquid-líquid.
- A la secció d'acumulació de líquid, aquest s'acumula amb una certa quantitat de gas en la part inferior del separador.

10.4.1 DISSENY MECÀNIC

Per al disseny mecànic del Separador Flash FS-301 s'ha utilitzat el simulador de processos Aspen HYSYS, per tant, al manual de càlculs s'inclouran les dades proporcionades per el programa. A partir d'aquestes dades s'han calculat les diferents dades necessàries per fer completar el disseny del separador.

Sizing Results	
Diameter [m]	0.9144
Total Length [m]	5.029
L/D Ratio	5.000
Max. Allow. Vap. Velocity [m/s]	0.5758
Demister Thickness [mm]	-0.0000
Liq. Residence Time [seconds]	000:05:0.00
Liq. Surge Height [m]	3.260
LLSD [m]	0.6096
Liq. Res. Time at LLSD [seconds]	000:00:50.26

Figura 10-4. Paràmetres de disseny.

Construction Information	
Chemical Eng. Index	252.5
Material Type	SS 304
Mass Density	8027
FMC	1.680
Allowable Stress	1.076e+005
Shell Thickness	4.763
Corrosion Allowance	1.000
Efficiency of Joints	0.8500

Figura 10-5. Dades de construcció.

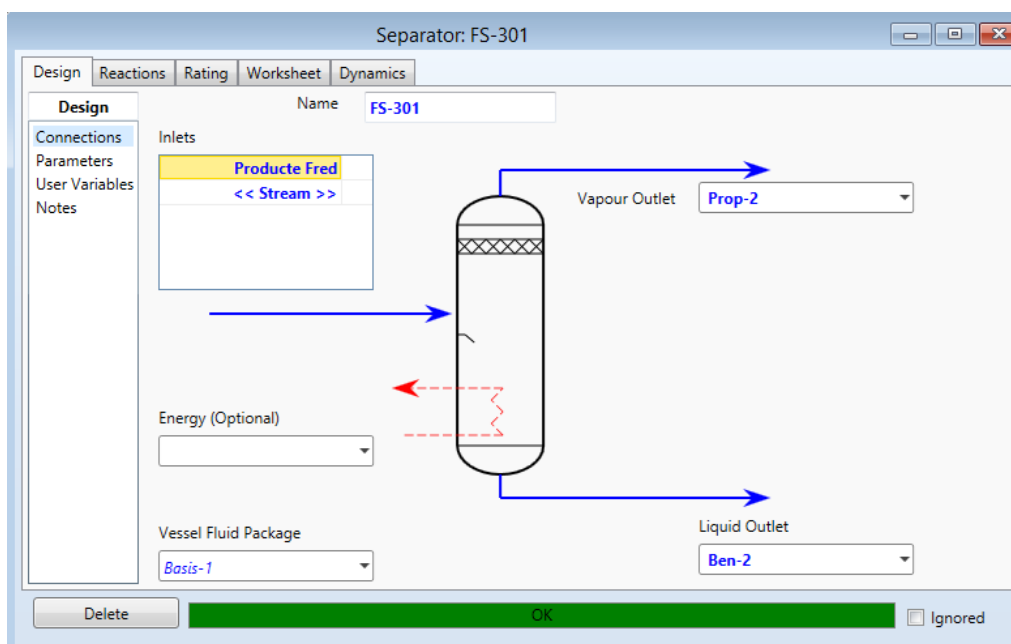


Figura 10-6. Esquema del separador flash.

A partir de les dades anteriors, s'han calculat els espessors de cap i de fons toriesfèrics, donat que el simulador no donava les característiques de fons i cap, es va decidir fer-los toriesfèrics. A l'hora de dissenyar-los es va seguir el mateix procediment que per a calcular els fons i caps dels tancs d'emmagatzematge i els resultats van ser els següents.

Taula 10-17. Resultats del càlcul per l'espessor del fons toriesfèric.

FONS TORIESFÈRIC	
Pressió operació (kPa)	175000
Pressió hidrostàtica (Pa)	25184,723
Pressió Disseny 1 (bar)	2,302
Pressió Disseny 2 (bar)	2,482
Volum toriesfèric (m ³)	0,200
Espessor toriesfèric inferior (mm)	2,372
Espessor toriesfèric inferior real (mm)	3

Taula 10-18. Resultats del càlcul per l'espessor del cap toriesfèric.

CAP TORIESFÈRIC	
Pressió operació (kPa)	175000
Pressió hidrostàtica (Pa)	0
Pressió Disseny 1 (bar)	2,013
Pressió Disseny 2 (bar)	2,233
Volum toriesfèric (m ³)	0,200
Espessor toriesfèric superior (mm)	2,247
Espessor toriesfèric superior real (mm)	3

A l'hora de calcular el diàmetre de les canonades tant d'entrada com de sortida s'ha tingut en compte les velocitats típiques, així com les màximes permeses. A l'hora de dissenyar la canonada d'entrada al separador flash es considera que tot el cabal que entra es de gas, encara que no es així, i s'imposa una velocitat màxima de 9 m/s.

Les taules amb els resultats obtinguts son les següents:

Taula 10-19. Dades per al càlcul del diàmetre nominal de la canonada d'entrada de la mescla.

ENTRADA MESCLA	
Cabal volumètric (m3/h)	839,7
Cabal volumètric (m3/s)	0,23325
Velocitat màxima permesa (m/s)	9
Àrea (m2)	0,02591667
DN	8"

Taula 10-20. Dades per al càlcul del diàmetre nominal de la canonada de sortida de vapor.

SORTIDA VAPOR	
Cabal volumètric (m3/h)	814,6
Cabal volumètric (m3/s)	0,22627778
Velocitat màxima permesa (m/s)	0,5758
Àrea (m2)	0,39297982
DN	30"

Taula 10-21. Dades per al càlcul del diàmetre nominal de la canonada de sortida de líquid.

SORTIDA LÍQUID	
Cabal volumètric (m3/h)	25,09
Cabal volumètric (m3/s)	0,00696944
Velocitat màxima permesa (m/s)	0,9
Àrea (m2)	0,00774383
DN	4"

A continuació, es farà un exemple de càlcul a partir del qual es calcularan tots els diàmetres de les canonades:

Partint del caudal volumètric i de la velocitat màxima permesa (O velocitat típica) s'obtindrà el àrea ideal de la canonada mitjançant la següent fórmula:

$$A = \frac{Q}{v} \quad \text{Equació 10.47}$$

On:

A és l'àrea ideal de la canonada en m².

Q és el cabal volumètric en m³/s.

v és la velocitat del fluid en m/s.

Un cop s'obté el valor de l'àrea ideal, es compararà amb les àrees de les canonades normalitzades de la següent taula:

Taula 10-22. Diàmetres normalitzats per cada gruix de canonada.

	DN (mm)	DN (m)	Àrea N
1/8"	6	0,006	2,82E-05
1/4"	8	0,008	5,03E-05
3/8"	10	0,01	7,85E-05
1/2"	15	0,015	17,67E-05
3/4"	20	0,02	31,42E-05
1"	25	0,025	49,09 E-05
1 1/4"	32	0,032	80,43 E-05
1 1/2"	40	0,04	125,66E-05
2"	50	0,05	196,35 E-05
2 1/2"	65	0,065	331,83E-05
3"	80	0,08	502,65E-05
3 1/2"	90	0,09	636,17E-05
4"	100	0,1	785,39E-05

S'agafarà la mesura de l'àrea immediatament superior a la mesura de l'àrea ideal obtinguda amb la fórmula.

Amb aquestes dades ja es pot completar el full d'especificacions de l'equip.

10.4.2 AÏLLAMENT TÈRMIC

Com que l'equip treballa a una temperatura de 90°C, és necessari aïllar-lo tèrmicament. El gruix de l'aïllant es calcula a partir del programa "Insulan" proporcionat per la empresa CALORCOL i el material utilitzat és llana de roca. Les dades necessàries per obtenir el gruix d'aïllant s'especifiquen a continuació:

Taula 10-23.Dades per al càlcul del gruix del material aïllant.

	V-301
Temperatura ambient (°C)	20
Velocitat de l'aire (m/s)	0,5
Temperatura exterior de l'aïllant (°C)	34,38
$\rho_{\text{llana de roca}}$ (kg/m ³)	100
Gruix de l'aïllant (inches)	1

El resultat és que cal 1 polzades de material aïllant al tanc de separació flash.

10.5 DISSENY DE LES TORRES DE RECTIFICACIÓ

La rectificació es duu a terme en una columna, on el vapor que abandona el cap de la columna es condensa, i una fracció del líquid condensat es retorna a la columna, la qual cosa constitueix el reflux; la resta es retira com a producte destil·lat. A l'interior de la columna entren en contacte el vapor ascendent amb el líquid descendent, produint-se una transferència de matèria. En cada contacte els components més volàtils es transfereixen del líquid al vapor, i els components menys volàtils del vapor al líquid, amb el que el vapor s'enriqueix en components volàtils a mesura que ascendeix per la columna i el líquid ho fa en components més pesats durant el seu descens.

El procés és una separació dels diferents components de una mescla líquida d'hidrocarburs; composta de benzè, cumè i DIPB; mitjançant una columna de plats per obtenir una corrent de benzè purificada per caps i una altra rica en cumè i DIPB per cues. La columna té associats dos equips d'intercanvi de calor, un condensador en la part superior i un reboiler en la inferior, els quals juguen un paper primordial per al correcte funcionament de l'equip. El condensador s'encarrega de transformar el corrent de vapor que surt de la columna a líquid, el qual es divideix en dos corrents, una que es retorna a la torre i una altra que es porta als tancs d'emmagatzematge (corrent coneguda com a destil·lat) previ pas per etapes de condicionament de pressió i temperatura. Per contra, el reboiler vaporitza parcialment el líquid que surt de la columna per la part inferior produint dos corrents, una de vapor que es retorna a la i una altra de líquid no vaporitzat que s'envia a la següent torre de rectificació després d'aconseguir les condicions desitjades en unes etapes de condicionament.

Els tipus de plats escollits per les columnes de rectificació són els plats de vàlvules. A continuació, es realitza el disseny de les dues columnes de rectificació TR-301 i TR-302.

Inicialment es realitza el disseny mecànic i posteriorment el disseny rigorós per determinar tant el diàmetre com l'alçada de la columna.

Per efectuar el disseny de les dues columnes és segueix el mateix procediment.

10.5.1 DISSENY MECÀNIC

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant l'equip a pressió interna, ja que aquesta és amb diferència major a la pressió externa.

L'equip té dues zones diferenciades: el cos, que és un cilindre vertical i, els extrems que són toriesfèrics.

El material de construcció escollit és l'acer inoxidable 304-L, per les bones prestacions mecàniques i bona resistència a la corrosió que ofereix davant dels productes químics que es manipulen en l'interior de la torre.

La columna TR-301 treballa a una pressió de 1,73 atm i la columna TR-302 a 1 atm. Per establir una pressió de disseny, es segueix el procediment explicat a la introducció amb les equacions 10.1 i 10.2, on intervenen la pressió d'operació, la pressió hidrostàtica i un sobredimensionament.

La temperatura utilitzada per al disseny mecànic de les columnes de rectificació és la temperatura d'operació d'aquestes.

El càlcul d'espessors de paret i de fons toriesfèric es calcula a partir del procediment detallat a la introducció, amb les fórmules 10.3 i 10.4.

Els paràmetres utilitzats en aquest cas són els següents:

Taula 10-24. Paràmetres per al càlcul del disseny mecànic de les torres de rectificació.

	TR-301	TR-302
T (°C)	176,5	202,1
S (bar)	1490	1220,5
E	0,85	0,85
H_{liq} (m)	4,267	5,79
H_{cil} (m)	8,534	11,58
Densitat màssica (kg/m³)	787,5	705,6
ΔP (bar)	3,293	4,004

P_{op} (bar)	1,75	1,01
D_{int} (mm)	1829	1829
r_{int} (mm)	914,5	914,5
L (mm)	1835	1836
C1 paret (mm)	1	1
C2 tori sup (mm)	0,258	0,182
C2 tori inf (mm)	0,744	0,904
L/r	10	10
M	1,54	1,54

Per a determinar el pes dels equips, s'ha utilitzat l'espessor obtingut. A partir d'aquest, es pot establir el volum. Un cop es sap el volum, es multiplicarà per la densitat del material de construcció ($\rho=7850 \text{ kg/m}^3$) per trobar el pes de l'equip buit.

$$Pe_{cilindre}(kg) = \rho_{acer} \cdot (\pi \cdot r_{ext}^2 - \pi \cdot r_{int}^2) \cdot h_{cilindre} \quad \text{Equació 10.48}$$

Per a obtenir el pes i el volum del toriesfèric es calcula amb l'aplicació "calculadora de toriesfèrics".

Per tant, el pes de les columnes de rectificació buides resulta de la suma del pes dels dos fons toriesfèrics, juntament amb el pes del cos cilíndric.

$$Pe_{equip\ buit}(kg) = Pe_{cilindre} + 2 \cdot Pe_{toriesfèric} \quad \text{Equació 10.49}$$

El pes dels equips en operació, s'obté sumant al valor obtingut de pes de l'equip buit, el pes del fluid que ocuparà el recipient, que serà el percentatge que ocupi aquest fluid en la capacitat de l'equip, per la densitat que aquest presenti.

$$Pe_{intern}(kg) = \rho_{màssica} \cdot h_{líquid} \cdot (\pi \cdot r_{int}^2) \quad \text{Equació 10.50}$$

$$Pe_{operació}(kg) = Pe_{equip\ buit} + Pe_{intern} \quad \text{Equació 10.51}$$

En la següent taula consten els paràmetres esmentats anteriorment per a cada columna:

Taula 10-25. Resum del disseny mecànic de les torres de rectificació.

	TR-301		TR-302	
DISSENY MECÀNIC	Valor	Aproximació	Valor	Aproximació
Material	AISI 304		AISI 304	
Pressió de disseny (bar)	5,800	6	5,769	6

Temperatura de disseny (°C)	176,5		202,1	
DIMENSIONS				
Diàmetre intern (m)	1,829		1,829	
Diàmetre extern (m)	1,843		1,843	
Alçada líquid (m)	4,267	0,5	5,790	0,5
Alçada torre (m)	8,534		11,58	
Alçada fons superior (m)	0,397		0,384	
Alçada fons inferior (m)	0,397		0,384	
Alçada total (m)	9,353		12,371	
Capacitat líquid (m3)	11,211		15,212	
Capacitat torre (m3)	23,633		31,634	
ESPESSORS				
Espessor de paret (mm)	6,130	8	6,587	8
Espessor fons superior (mm)	7,032	8	4,491	5
Espessor fons inferior (mm)	18,397	20	18,306	20
PESOS				
Pes paret (kg)	2704,848		3670,277	
Pes fons superior (kg)	162		190	
Pes fons inferior (kg)	162		190	
Pes farcit (kg)	8828,573		10733,823	
Pes equip buit (kg)	3028,848		4050,277	
Pes equip en operació (kg)	11857,421		14784,100	

10.5.2 DISSENY FUNCIONAL

El disseny funcional de les torres de rectificació s'ha dut a terme mitjançant el programa Aspen Hysys 8.0, que estableix els paràmetres bàsics de disseny. Aquest procés es divideix en dues parts:

- Mètode aproximat: “short-cut”, per fer una estimació principal de les característiques principals de la columna.
- Mètode rigorós: a partir d'aquí s'estableix el disseny final de la columna.

També, a partir d'aquest programa i la seva aplicació “Tray Sizing” es pot dimensionar la torre i detallar el diàmetre de la columna, l'alçada total i verificar que no existeixen advertències de mal funcionament de la torre.

10.5.2.1 Mètode aproximat

El mètode short-cut proporciona una sèrie de paràmetres necessaris per poder realitzar el disseny rigorós de la columna mitjançant el simulador Aspen Hysys. En aquesta estimació inicial es requereix tan sol el grau de separació dels components alimentats, la pressió d'operació tant del condensador com del reboiler i la relació de reflux extern. Per a això és necessari establir la composició de sortida dels components lleuger clau (light-key, LK) i pesat clau (heavy-key, HK). S'ha escollit el model termodinàmic que s'ajusta més a la mescla proporcionada per poder obtenir una bona simulació, i en aquest cas és el NRTL-ideal.

Després del procés de càlcul, el simulador proporciona els valors de les següents variables:

- Plat òptim d'alimentació
- Nombre mínim d'etapes d'equilibri
- Nombre actual d'etapes d'equilibri
- Relació de reflux mínima

Taula 10-26. Resum de les dades obtingudes amb el short-cut.

	N	N_{aliment}	(L/D)_{op}	T_{cond}	T_{reboiler}
TR-301	14	8	0,44	73,18	176,5
TR-302	19	12	0,63	153,4	202,5

10.5.2.2 Mètode rigorós

Per aconseguir el disseny final de la columna de rectificació a partir del simulador és necessari especificar els valor obtinguts pel mètode aproximat. Els resultats obtinguts en el cas de les dues torres de rectificació necessàries es mostren a continuació:

- Torre de rectificació TR-301:

Taula 10-27. Resultats obtinguts dels corrents de la columna TR-301: aliment, cap i cues.

	CORRENTS		
	Aliment	Caps	Cues
Cabal molar (kmol/h)	197,2	103,1	94,14
Cabal màssic (kg/h)	1,98E+04	8371	1,14E+04
Pressió (kPa)	175	175	175
Temperatura (°C)	90	73,18	176,5

Entalpia molar (kJ/kmol)	1,29E+04	4,07E+04	-4979
Entropia molar (kJ/kmol°C)	-14,45	-72,62	87,62
Flux de calor (kJ/h)	2,55E+06	4,85E+06	-4,69E+05

Taula 10-28. Fracció molar dels components a cada corrent de la columna TR-301.

	COMPONENTS				
	Cumè	Propà	DIPB	Benzè	Propilè
Fracció molar de l'aliment	0,5146	0,0025	0,0089	0,4671	0,0069
Fracció molar per caps	0,0886	0,0048	0,0000	0,8934	0,0132
Fracció molar per cues	0,9813	0,0000	0,0186	0,0001	0,0000

- Torre de rectificació TR-302:

Taula 10-29. Resultats obtinguts dels corrents de la columna TR-302: aliment, cap i cues.

	CORRENTS		
	Aliment	Caps	Cues
Cabal molar (kmol/h)	94,12	92,45	1,672
Cabal màssic (kg/h)	1,139E+04	1,112E+04	271,2
Pressió (kPa)	175	101,3	101,3
Temperatura (°C)	176,5	153,4	202,5
Entalpia molar (kJ/kmol)	-4979	-	-
		1,006E+04	6,870E+04
Entropia molar (kJ/kmol°C)	87,62	72,09	120,6
Flux de calor (kJ/h)	-	-	-
	4,686E+05	9,297E+05	1,149E+05

Taula 10-30. Fracció molar dels components a cada corrent de la columna TR-302.

	COMPONENTS				
	Cumè	Propà	DIPB	Benzè	Propilè
Fracció molar de l'aliment	0,9813	0,0000	0,0186	0,0001	0,0000
Fracció molar per caps	0,9990	0,0000	0,0009	0,0001	0,0000
Fracció molar per cues	0,0022	0,0000	0,9978	0,0000	0,0000

10.5.2.3 Disseny avançat

En aquest cas, per determinar les dimensions necessàries de cada columna, també s'utilitza l'aplicació "Tray Sizing" del simulador hysys per obtenir els paràmetres corresponents a el tipus de plats, la alçada de la columna, el diàmetre, el volum, el màxim % d'inundació,... Els resultat obtinguts amb aquest disseny es presenten a continuació:

Taula 10-31. Dades farcit i mesures de les torres TR-301 i TR-302.

	TR-301	TR-302
Internals	Valve	
Numer of flow paths	1	1
Jet flooding method	Glitsch	Glitsch
Column Geometry		
Section diameter (m)	1,829	1,829
X-Sectional area (m2)	2,627	2,627
Hole Area (m2)	0,1815	0,1394
Active Area (m2)	1,815	0,55
DC Area (m2)	0,4059	0,6163
Tray Spacing (m)	0,6096	0,6096
Section Height (m)	8,534	11,58
Hydraulic Results		
Max flooding (%)	49,07	55,83
Max DC Backup (%)	34,34	37,08
Max DP/Tray (kPa)	0,824	1,052
Section DeltaP (kPa)	7,378	18,13
Max Weir Load (m3/h-m)	33,81	17,96
Tray Details		
Total weir lenght (mm)	1494	1651
Weir height (mm)	50,8	50,8
DC clearance (mm)	38,1	38,1
Side weir lenght (m)	1,494	1,651
Estimated # of holes/valves	235	181
Side DC top width (mm)	387,4	520,7
Side DC Btm width (mm)	387,4	520,7

Side DC Top lenght (m)	1,494	1,651
Side DC Btm area (m2)	1,494	1,651
Side DC Top Area (m2)	0,4059	0,6163
Side DC Btm area (m2)	0,4059	0,6163

A continuació, es descriu el procediment de resolució en l'ambient de simulació del Hysys. Inicialment és necessari definir les següents condicions d'operació dins de la següent finestra de l'ambient de simulació Hysys:

- Pressió d'operació de la primera i última etapa.
- El número d'etapes

A més a més d'indicar aquestes condicions en les que operaran les columnes, s'han d'especificar les corrents que entren i per quina part de la columna entren aquestes.

En el cas de la torre de rectificació TR-301, el corrent Ben-2 entra a la vuitena de catorze etapes de la columna. A la etapa 14 entra la corrent de vapor i per la 1 la corrent de condensat.

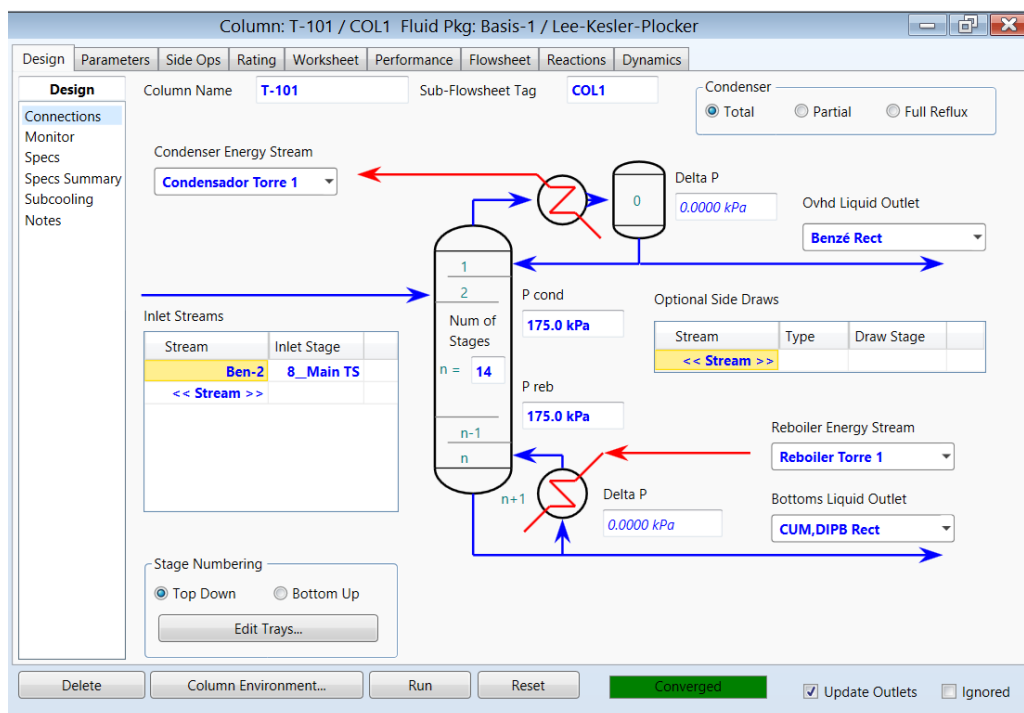


Figura 10-7. Finestra del simulador Hysys que permet especificar les condicions d'operació de la columna de rectificació TR-301.

En el cas de la torre de rectificació TR-302, el corrent Cum,DIPB Rect entra a la etapa dotze de dinou etapes de la columna. A la etapa 19 entra la corrent de vapor i per la 1 la corrent de condensat.

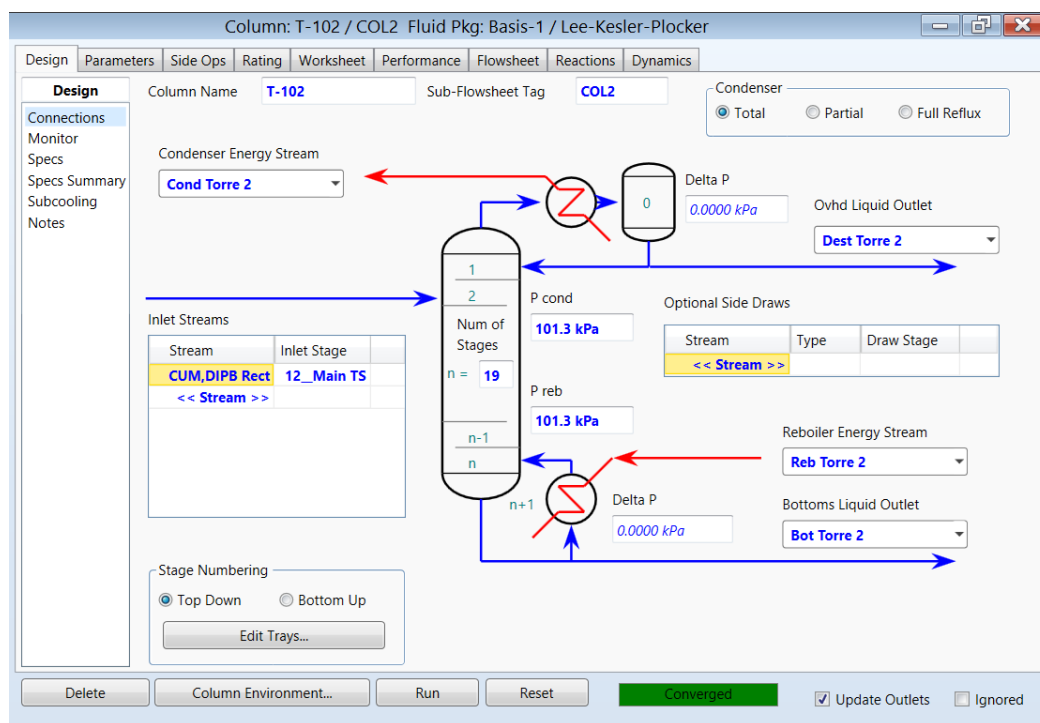


Figura 10-8. Finestra del simulador Hysys que permet especificar les condicions d'operació de la columna de rectificació TR-302.

10.5.3 AÏLLAMENT DE L'EQUIP

Segons el codi ASME, cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C, per evitar possibles accidents com per exemple, que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de la carcassa oscil·larà al voltant de 176,5°C a la torre TR-301 i de 202,1°C a la torre TR-302. Per tant, és necessari posar algun aïllant en la columna.

El gruix de l'aïllant es calcula a partir del programa "Insulan" proporcionat per la empresa CALORCOL. El material utilitzat com a aïllant és la llana de roca. Les dades necessàries per obtenir el gruix d'aïllant s'especifiquen a continuació:

Taula 10-32. Dades per al càlcul del gruix del material aïllant.

	TR-301	TR-302
Temperatura ambient (°C)	20	20
Velocitat de l'aire (m/s)	0,5	0,5
Temperatura exterior de l'aïllant (°C)	33,27	33,49
ρ llana de roca (kg/m³)	100	100
Gruix de l'aïllant (inches)	3	3,5

El resultat és que calen 3 polzades de material aïllant a la columna TR-301 i, en el cas de la segona columna TR-302 caldran 3,5 polzades.

10.6 DISSENY DELS BESCANVIADORS DE CALOR

Els bescanviadors de calor són uns equips utilitzats per refredar o escalfar un fluid de procés, en el seu interior es produeix una transferència de calor entre dos fluids, dos gasos o la combinació d'aquests. Ambdós es troben separats per una paret metàl·lica o per tubs que els separen i limiten la seva interacció a la transferència de calor.

En aquest apartat es detallarà el procediment de disseny de bescanviadors de calor de carcassa i tubs. Aquest tipus de bescanviadors són els més usats en la indústria química, sobretot quan es volen grans àrees de transmissió de calor. Aquests equips estan constituïts per una carcassa (Shell) cilíndrica a l'interior de la qual hi ha allotjat un feix de tubs de petit diàmetre paral·lels entre ells. Els fluids estan perfectament aïllats entre si, un dels fluids circula repartint el seu cabal per l'interior dels tubs mentre que l'altre circula per l'espai que queda entre els tubs i la carcassa.

Les avantatges d'aquests equips són les següents:

- Caigudes de pressió moderades.
- Gran adaptabilitat en el disseny per a la transmissió de calor.
- Alta relació entre àrea d'intercanvi i volum.
- Alt coneixement en les tècniques de fabricació.
- Són de configuració senzilla.

Tipus de bescanviadors de calor:

Actualment existeixen diversos tipus de bescanviadors de carcassa i tubs, entre els quals es destaquen els següents:

- **De tub fix:** Són els més simples i barats. Consisteixen en un feix de tubs ficats a uns plats circulars situats als extrems de la carcassa. La principal desavantatge es la impossibilitat de retirar el feix de tubs pel seu manteniment.
- **De tubs en U:** En aquesta configuració el feix de tubs es disposa en forma de U, de tal manera que únicament es requereix un plat de subjecció en un dels extrems del bescanviador. El seu us es limita a fluids nets degut a la dificultat de manteniment d'aquest tipus de bescanviadors.
- **De capçal flotant:** Son més versàtils que els mencionats anteriorment, sent adequats per a altes diferències de temperatures i fluids bruts. En aquest cas, el capçal de

subjecció no es fixe, pel que es pot retirar el feix de tubs per al seu adequat manteniment.

En aquest procés de síntesi del cumè es tenen altes diferències de temperatura, així doncs es considera adient fer ús dels bescanviadors de calor de tubs en U, ja que es treballa a altes temperatures i aquest tipus de disposició dels tubs permet que tinguin un rang d'expansió sense produir un dany en l'equip, també permet el reemplaçament del feix de tubs tot i que el manteniment d'aquest equip, és a dir la neteja interior, només es pot dur a terme químicament. Per aquest tipus de bescanviador cal que el nombre de passos per tub sigui parell.

10.6.1 DECISIÓ DE LA CIRCULACIÓ DELS FLUIDS

Abans de començar a dissenyar és necessari decidir quin fluid circularà per la carcassa i quin circularà pels tubs. En els casos en que hi ha canvi de fase, el fluid que pateix aquest canvi circularà per l'interior dels tubs, mentre que el fluid refrigerant circularà per la carcassa.

Quan no hi ha canvi de fase els criteris a seguir són els que es mostren a continuació:

Circulació per tubs:

- Els fluids més corrosius. D'aquesta manera si hi ha una fuga queda protegit per la carcassa.
- Els fluids més bruts, ja que els tubs són més fàcils de netejar.
- Els fluids que es troben a temperatures i pressions més elevades, així la part externa del bescanviador no estarà a una temperatura molt elevada.
- Fluids més tòxics.

Circulació per carcassa:

- Els fluids més viscosos.
- Els fluids amb cabal més baix.

En el cas dels bescanviadors en els que existeixi un canvi de fase es tenen quatre possibles configuracions:

- Horitzontal, amb canvi de fase a la carcassa i refrigeració o escalfament en els tubs.
- Horitzontal, amb canvi de fase en els tubs i refrigeració o escalfament a la carcassa.
- Vertical, amb canvi de fase a la carcassa i refrigeració o escalfament en els tubs.
- Vertical, amb canvi de fase en els tubs i refrigeració o escalfament a la carcassa.

En aquest procés, per als bescanviadors que pateixen canvi de fase, pel que fa als condensadors s'utilitza la configuració horitzontal amb canvi de fase a la carcassa i refrigeració als tubs, mentre que en els reboilers on el fluid de procés es vaporitza, es fa us de la configuració vertical amb canvi de fase als tubs i refrigeració a la carcassa.

10.6.2 PROCÉS DE DISSENY

Per aquest procés es diferenciaren els bescanviadors en funció del fluid que hi circula, si aquest canvia o no de fase. Si no hi ha canvi de fase s'utilitza un intercanviador de carcassa i tubs dissenyat pel mètode Kern. En cas que el fluid experimenti un canvi de fase l'equip serà el mateix, de carcassa i tubs, el disseny també estarà basat en el mètode Kern però considerant aquest canvi de fase. Aquest canvi de fase pot ser degut a una condensació o a una evaporació. En aquest procés es troben els dos casos, concretament en els condensadors i els reboilers de les torres de rectificació.

En primer lloc es presenta el disseny d'un bescanviador de carcassa i tubs sense canvi de fase pel mètode Kern. A mesura que es mostra el procediment s'especificaran els canvis que s'han de tenir en compte en el disseny d'un bescanviador amb canvi de fase.

El disseny que es mostra a continuació és el del bescanviador E-303. Es tracta del bescanviador que hi ha al final del procés, s'encarrega de refredar el producte per a la seva comercialització.

A continuació es mostra la taula amb les propietats dels dos fluids que circularan pel bescanviador de carcassa i tubs:

Taula 10-33. Resum de propietats de cadascun dels fluids que circulen pel bescanviador E-303.

	CARCASSA: fluid refrigerant, aigua			TUBS: fluid procés		
	Entrada	Sortida	Mitja	Entrada	Sortida	Mitja
Fase	LÍQUID			LÍQUID		
Temperatura (°C)	15	30	22,5	176,5	104,1	140,3
Pressió (bar)	1,013	1,013	1,013	1,75	1,75	1,75
Cabal màssic (kg/h)	23237,3	23237,3	23237,3	11390	11390	11390
Densitat (kg/m³)	974,1	959,5	966,8	705,6	778	741,8
Viscositat (cP)	1,136	0,7972	0,9666	0,172	0,314	0,243
Cp (kJ/kg°C)	5,233	5,295	5,264	2,348	2,102	2,225
Conductivitat (W/mk)	0,595	0,618	0,607	0,105	0,12	0,112

Les propietats de tots dos fluids han estat extretes del simulador HYSYS.

10.6.2.1 Balanç tèrmic

Amb aquest balanç es mostra que el calor cedit pel fluid calent, en aquest cas el fluid de procés, ha de ser igual al absorbit pel fluid fred, l'aigua de refrigeració.

$$q = M_s \cdot Cp_s \cdot (T_2 - T_1) = m_t \cdot Cp_t \cdot (t_2 - t_1) = -1834815,1 \frac{kJ}{h} = -509.7 kW \quad \text{Equació 10.52}$$

On:

El subíndex **s** fa referència a les propietats del fluid que circula per la carcassa i el subíndex **t** a les del fluid que circula pels tubs.

q és el calor bescanviat en (kJ/h).

(T₂-T₁) és la diferència de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que circula per la carcassa.

(t₂-t₁) és la diferència de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que circula pels tubs.

M,m és el cabal màssic (kg/h).

Cp és la capacitat calorífica (kJ/kg°C).

En cas que es doni lloc un canvi d'estat, ja sigui per evaporació o per condensació, al terme de calor sensible cal sumar-li el calor cedit o absorbit corresponent mitjançant el canvi d'estat:

$$Q_L = m \cdot \lambda \quad \text{Equació 10.53}$$

On:

Q_L és el calor cedit o absorbit per el sistema (kJ/h).

m és el cabal màssic del corrent que està patint el canvi d'estat (kg/h).

λ és el calor latent de vaporització (kJ/kg).

Per tant, la calor total bescanviada entre ambdós corrents, en cas de que la temperatura no sigui constata, quan existeix canvi de fase és la següent:

$$q_{total} = q + Q_L \quad \text{Equació 10.54}$$

L'equació quedaria de la següent manera:

$$q_{total} = m \cdot Cp \cdot (t_2 - t_1) + m \cdot \lambda \quad \text{Equació 10.55}$$

Per tal de poder cercar el terme de calor total bescanviat, es fa us dels paràmetres del fluid de procés obtinguts per el simulador HYSYS, d'aquesta manera és possible el càlcul del calor bescanviat "q" i del calor cedit o absorbit "Q_L" per posteriorment poder realitzar el càlcul per a l'obtenció del cabal del fluid refrigerant (aigua) o d'oli tèrmic.

En el cas que no hi ha canvi de fase, com és aquest, es fa el càlcul del cabal a partir de "q". Per a dur a terme aquest càlcul cal aïllar "m" de l'equació 10.52, obtenint així el cabal necessari per refredar el fluid de procés (cabal necessari d'aigua):

$$m = \frac{q_{total}}{Cp \cdot (t_2 - t_1)} = 23237,3 \frac{kg}{h} \quad \text{Equació 10.56}$$

10.6.2.2 Càlcul de la DTML:

Es necessari determinar el sentit de circulació d'ambdós fluids dintre del bescanviador de calor. Aquest pot ser paral·lel o bé en contracorrent i es determinarà mitjançant el càlcul de la DTML, aleshores amb el que s'obtingui un valor més elevat d'aquesta variable, és el que bescanvia més calor i per tant, el millor tipus de circulació per aquest cas.

El càlcul numèric per a cadascun dels sentits de circulació es dona mitjançant les següents equacions:

- Circulació en paral·lel:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} = 96,28^\circ C \quad \text{Equació 10.57}$$

- Circulació en contracorrent:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 100,07^\circ C \quad \text{Equació 10.58}$$

A partir dels valors obtinguts en les equacions 10.33 i 10.34, s'ha determinat que amb circulació en paral·lel s'obté una millor DTML. Aquest tipus de circulació permet una menor àrea de bescanvi.

A continuació es mostra una gràfica de l'evolució de la temperatura dels dos fluids dins del bescanviador.

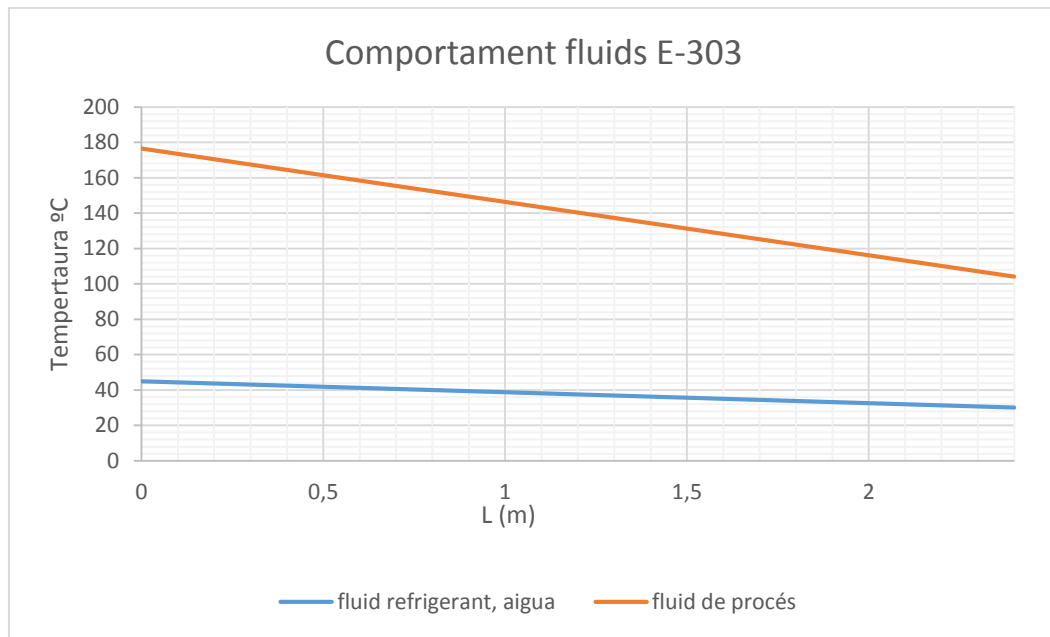


Figura 10-9. Evolució de la temperatura al llarg del bescanviador E-303 per a una circulació en contracorrent.

10.6.2.2.1 Determinació del nombre de passos per carcassa i per tubs:

Generalment el nombre de passos per tub pot variar entre 1 i 16. Per realitzar la primera iteració en el càlcul del dimensionament del bescanviador de calor, se suposa que tant el nombre de passos per tub com el nombre de passos per carcassa serà igual a 1.

En cas que hi hagi més d'un pas per carcassa:

$$n_{pt \text{ mínim}} = n_{ps} \cdot 2 \quad \text{Equació 10.59}$$

On:

n_{pt} és el nombre de passos per tub.

n_{ps} és el nombre de passos per carcassa.

Per aquest cas mostrat, se seleccionen 6 passos per tub i 1 pas per carcassa.

10.6.2.3 Correcció de la ΔT_{ML} , $(\Delta T_{ML})_C$

Per a dur a terme la correcció d'aquest paràmetre es fa us del factor "F" avaluat gràficament. Aquest factor és funció del nombre de passos per tubs i carcassa, així com també de les temperatures d'entrada i sortida del bescanviador.

El factor "F" s'avalua gràficament a partir de les variables "R" i "P" que es calculen mitjançant les següents equacions:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 4,83 \quad \text{Equació 10.60}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,102 \quad \text{Equació 10.61}$$

On:

t_1 és la Temperatura d'entrada del fluid dels tubs ($^{\circ}\text{C}$).

t_2 és la Temperatura de sortida del fluid dels tubs ($^{\circ}\text{C}$).

T_1 és la Temperatura d'entrada del fluid de carcassa ($^{\circ}\text{C}$).

T_2 és la Temperatura de sortida del fluid de carcassa ($^{\circ}\text{C}$).

Un cop coneguts els valors de P i R es fa ús de la gràfica que es mostra a continuació per a poder determinar el valor del factor de correcció F:

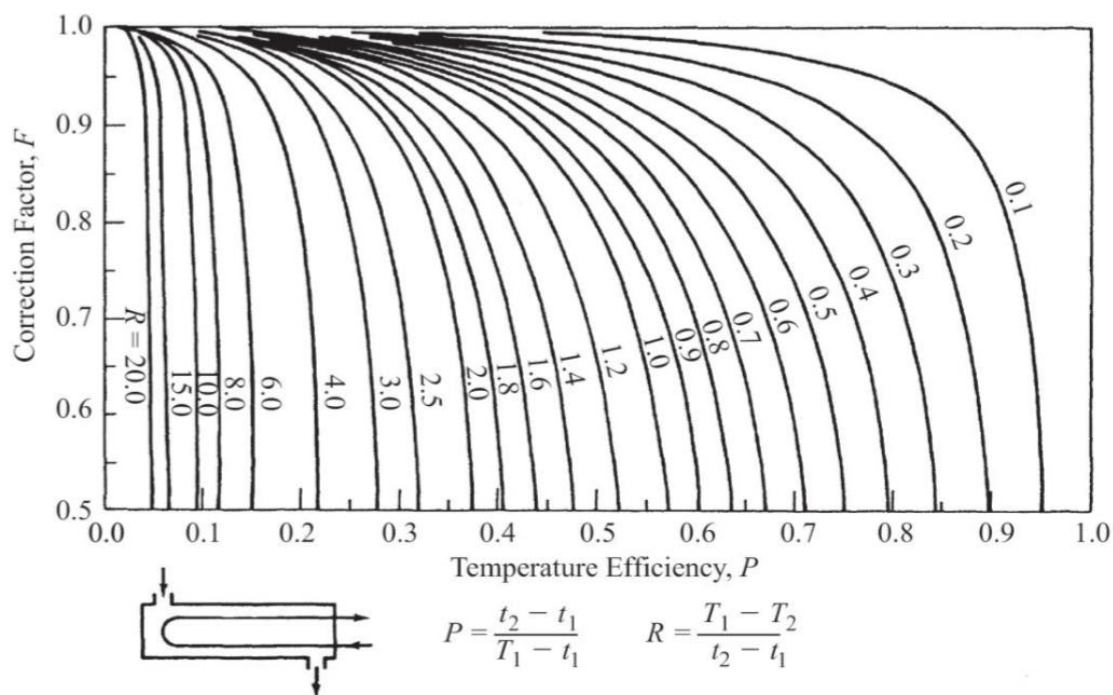


Figura 10-10. Relació de F i les temperatures del bescanviador de calor quan es té 1 pas per carcassa i 2 o més passos per tub.

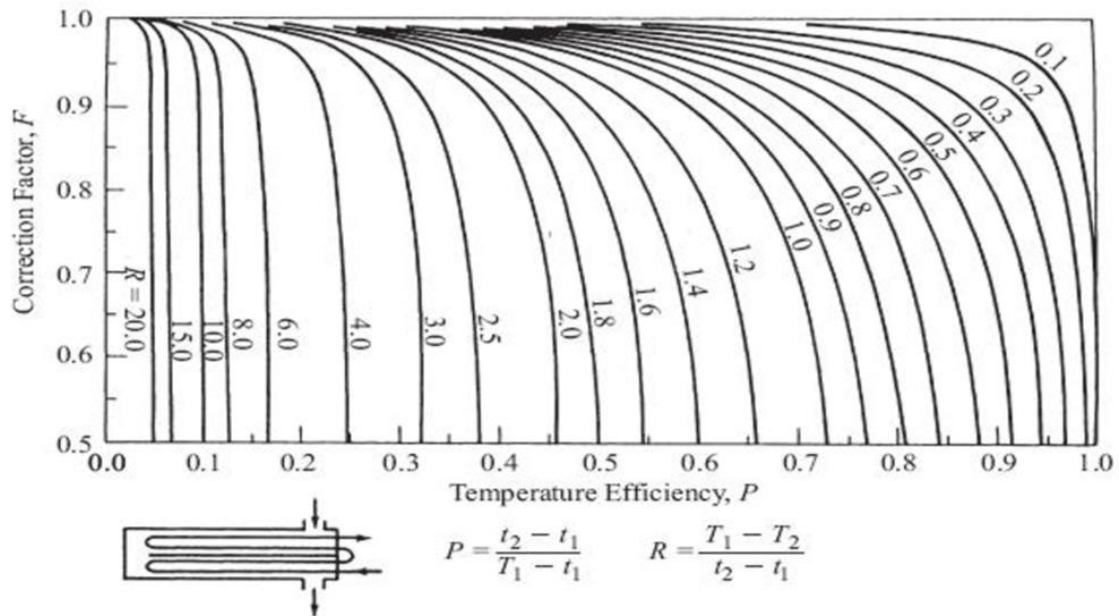


Figura 10-11. Relació de F i les temperatures del bescanviador de calor quan es té 2 passos per carcassa i 4 o més passos per tubs.

Un cop conegut el valor del factor de correcció F, cal fer-ne la següent distinció:

- Si $F > 0.85$, cal corregir la ΔTML .
- Si $F < 0.85$, cal augmentar el nombre de passos per carcassa (n_{ps}).

En aquest cas, es requereix únicament d'un pas per carcassa però 6 per tubs per tant, mitjançant la figura 10 s'obté un factor de correcció de $F=0.99$. Com és més gran de 0,85 cal corregir la DTML:

$$(DTML)_C = F \cdot \Delta TML = 99,07^\circ C$$

Equació 10.62

10.6.2.4 SELECCIÓ DEL BESCANVIADOR

10.6.2.4.1 SUPOSICIÓ DEL COEFICIENT GLOBAL INICIAL, U

Es parteix d'un valor inicial obtingut a partir de les dades bibliogràfiques en funció dels fluids que circulen.

TYPICAL OVERALL HEAT TRANSFER COEFFICIENTS (U - VALUES)

Shell and Tube Heat Exchangers	Hot Fluid	Cold Fluid	U [W/m ² C]
Heat Exchangers	Water	Water	600 - 1500
	Organic solvents	Organic Solvents	100 - 300
	Light oils	Light oils	100 - 400
	Heavy oils	Heavy oils	50 - 300
	Reduced crude	Flashed crude	35 - 150
	Regenerated DEA	Foul DEA	450 - 650
	Gases :p = atm:	Gases :p = atm:	5 - 35
	Gases :p = 200 bar:	Gases :p = 200 bar:	100 - 300
Coolers	Organic solvents	Water	250 - 750
	Light oils	Water	350 - 700
	Heavy oils	Water	60 - 300
	Reduced crude	Water	75 - 200
	Gases :p = atm:	Water	5 - 35
	Gases :p = 200 bar:	Water	150 - 400
	Gases	Water	20 - 300
	Organic solvents	Brine	150 - 500
	Water	Brine	600 - 1200
	Gases	Brine	15 - 250
Heaters	Steam	Water	1500 - 4000
	Steam	Organic solvents	500 - 1000
	Steam	Light oils	300 - 900
	Steam	Heavy oils	60 - 450
	Steam	Gases	30 - 300
	Heat Transfer :hot: Oil	Heavy oils	50 - 300
	Heat Transfer :hot: Oil	Gases	20 - 200
	Flue gases	Steam	30 - 100
	Flue gases	Hydrocarbon vapours	30 - 100
Condensers	Aqueous vapours	Water	1000 - 1500
	Organic vapours	Water	700 - 1000
	Refinery hydrocarbons	Water	400 - 550
	Vapours with some non condensibles	Water	500 - 700
	Vacuum condensers	Water	200 - 500
	Vapours		
	Steam	Aqueous solutions	1000 - 1500
	Steam	Light organics	900 - 1200
	Steam	Heavy organics	600 - 900
	Heat Transfer :hot: oil	Refinery hydrocarbons	250 - 550

Figura 10-12. Coeficients globals de bescanvi típics segons el tipus de fluids.

Per a un bescanviador on el fluid calent és el fluid de procés, concretament el producte de la nostra planta, i el fluid fred és aigua, el rang típic pel valor del coeficient global està comprès entre 250-750 W/m²°C, prenent com a valor inicial **U = 300 W/m²°C**.

10.6.2.4.2 CÀLCUL DE L'ÀREA TOTAL DE BSCANVI

$$A = \frac{q}{U(DTML)_C} = 17,1 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 10.63}$$

10.6.2.4.3 SELECCIÓ DE LES CARACTERÍSTIQUES DELS TUBS

El diàmetre extern (D_E) sol oscil·lar entre 16 i 50 mm. Generalment s'utilitzen diàmetres petits degut a que l'equip sol ser més econòmic i compacte, encara que els tubs més amples són més fàcils de netejar per mètodes mecànics i s'utilitzaran per fluids que tinguin gran risc de produir incrustacions. Se suposa un diàmetre intern seguint la normativa en funció de la pressió en la que es sometent. En aquest cas, pels tubs es treballa a 1,75 atm (es considera pròxima a l'atmosfèrica), per tant s'usa un diàmetre de 15 mm.

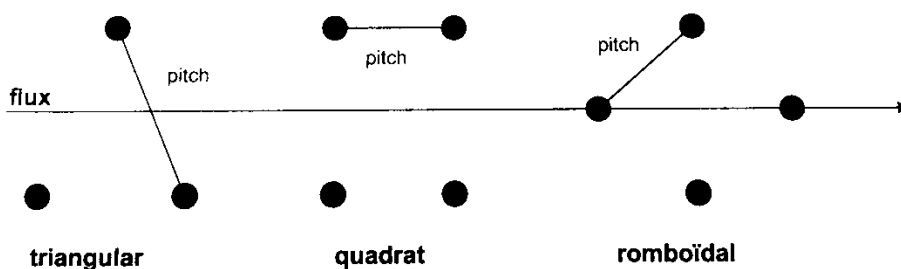
La longitud (L) preferida de tubs oscil·la entre els 6 i 16 peus (de 1,83 a 4,88 metres). Per a una superfície donada, l'ús de tubs llargs reduirà el diàmetre de carcassa. Aquesta elecció generalment s'associa a un preu menor, particularment per pressions altes del costat de carcassa. A la longitud dels tubs s'ha de restar un mínim de 2,5 cm per cada costat per realitzar la connexió amb el capçal.

Seguint aquests consells els valors escollits es mostren a continuació:

$$D_E=18\text{mm}; \quad \Delta X=1,5\text{mm}; \quad D_I=15\text{mm}; \quad L=2,4\text{m}$$

10.6.2.4.4 DISTRIBUCIÓ DELS TUBS

La distribució dels tubs segueix tres esquemes típics: triangular, quadrat i romboïdal.



Es defineix *pitch* com la distància entre els centres de dos tubs consecutius. El *pitch* triangular i romboïdal proporcionen altes velocitats de transferència de calor, però en canvi la pèrdua de pressió és alta comparada amb el *pitch* quadrat. El *pitch* quadrat s'utilitza quan es necessita una neteja mecànica pel costat de carcassa.

Per al disseny dels bescanviadors d'aquesta planta s'utilitzarà el *pitch* triangular ja que proporciona una transferència de calor més elevada i així un cost energètic més baix.

$$Pitch = 1,25 \cdot De = 22,5 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.64}$$

10.6.2.4.5 CÀLCUL DEL NÚMERO DE TUBS, N_t

A partir dels valors del diàmetre extern dels tubs (D_e) i de la longitud (L) suposats en l'apartat 10.6.2.4.3 es pot calcular l'àrea de bescanvi d'un tub, A_t :

$$A_t = \pi D_e (L - 0,05) = 0,133 \text{ m} \quad \text{Equació 10.65}$$

Amb l'àrea tota de bescanvi necessària (A) i A_t es calcula el nombre de tubs, N_t :

$$N_t = \frac{A_{total}}{A_t} = 129,04 \approx 129 \text{ tubs} \quad \text{Equació 10.66}$$

10.6.2.4.6 CÀLCUL DEL DIÀMETRE DE CARCASSA

Els diàmetres típics de carcassa solen oscil·lar entre 150 mm i 1520 mm.

Per calcular el diàmetre de carcassa s'ha de sumar al diàmetre del feix de tubs (bundle diameter, D_b), l'espai que ha d'existir entre el feix de tubs i la paret externa de la carcassa que dependrà bàsicament del tipus de carcassa utilitzada. Aquest espai es pot calcular segons el tipus de carcassa a partir de la figura següent:

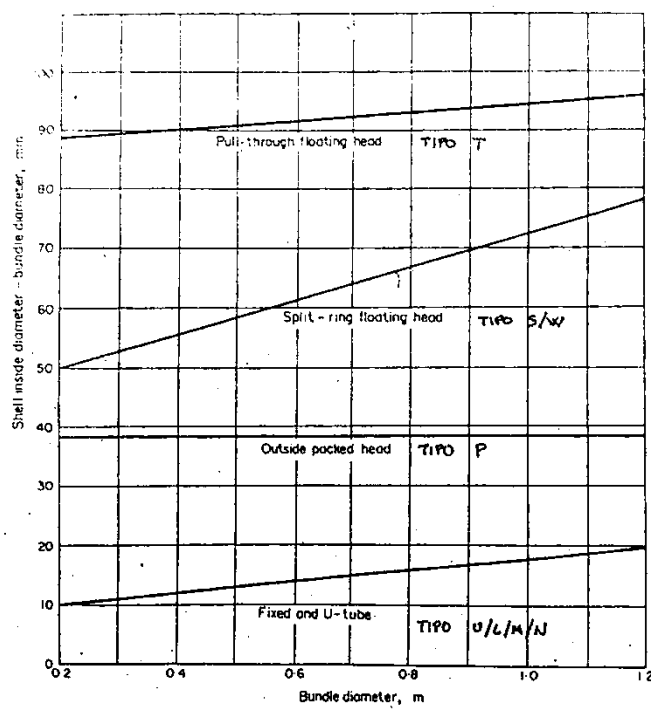


FIG. 12.10. Shell-bundle clearance

DIA MÈTRO QUE OCUPA EL KATZ DE TUBOS

Figura 10-13. Relació entre el diàmetre que ocupa el feix de tubs i la diferència necessària d'aquest amb la carcassa.

Els tipus de carcassa que es contemplen en la figura 13 corresponen als que s'especifiquen en la següent taula:

Taula 10-34. Tipus de carcassa.

Fixed and U-tube	Tipus U/L/M/N
Outside packed head	Tipus P
Split-ring floating head	Tipus S/W
Pull-through floating head	Tipus T

S'utilitza la carcassa de tipus T.

Per obtenir el diàmetre de carcassa a partir de la figura 13, fa falta conèixer el diàmetre del feix de tubs (D_b) que cal situar a l'eix x. El diàmetre del feix de tubs depèn tant del número de passos per tubs, com del número de tubs i del pitch escollit (apartat 10.6.2.4.4). Es pot calcular a partir de la següent expressió:

$$D_b = D_E \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} = 356,1 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.67}$$

On:

N_t és el número de tubs

D_b és el diàmetre del feix de tubs en mm

D_E és el diàmetre exterior dels tubs en mm

n_1 i K_1 són funció del *pitch* escollit i del número de passos per tubs segons la següent taula:

Pitch triangular $p_t = 1.25 D_E$					
Passos per tub	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Pitch quadrat $p_t = 1.25 D_E$					
Passos per tub	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Figura 10-14. Valors de K_1 i n_1 en funció del *pitch* i del nombre de passos per tub.

Cal tenir en compte que la variable que es representa a l'eix de les y (figura 13) no és directament el diàmetre de la carcassa, D_S , sinó la diferència entre D_S i D_b en mm.

El pas per carcassa més utilitzat és el simple. Generalment, s'utilitzen dos passos per carcassa quan la diferència de temperatures entre la carcassa i el tub no sigui adequada utilitzant un únic pas, com és en el cas del bescanviador E-303, on són necessaris dos passos per carcassa.

$$D_S - D_b = 89,68 \text{ mm}$$

$$D_S = 445,8 \text{ mm}$$

10.6.2.4.7 COMPROVACIÓ DE LA RELACIÓ L/D_S

Es comprova que el quocient entre la longitud dels tubs i el diàmetre de carcassa estigui comprès entre 4 i 6.

- Si L/D_S està entre 4 i 6 passa al punt següent.
- Si $L/D_S < 4$, se suposa un valor de L més gran i es torna al punt 10.6.2.4.5
- Si $L/D_S > 6$, se suposa un valor de L més petit i es torna al punt 10.6.2.4.5

En aquest cas s'obté un $L/D_S = 5,38$ per tant, es pot passar al punt següent.

10.6.2.4.8 SELECCIÓ DEL NÚMERO DE PASSOS PER TUB (n_{pt}) MITJANÇANT VELOCITATS TÍPIQUES DE CIRCULACIÓ PER TUBS (v_t)

Es calcula la velocitat de pas del fluid per tubs, v_t :

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t A_{pas1tub} N_{tp}} = 1,1 \text{ m/s} \quad \text{Equació 10.68}$$

On:

m_t és el cabal màssic del fluid que circula per tubs en kg/s

ρ_t és la densitat del fluid que circula per tubs en kg/m³

$A_{pas1tub}$ és l'àrea de pas del fluid per un sol tub en metres. Es calcula com:

$$A_{pas1tub} = \frac{\pi}{4} D_I^2 = 176,7 \text{ mm}^2 = 0,00017 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 10.69}$$

N_{tp} és el número de tubs per pas. Es calcula com:

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = 21,5 \approx 22 \quad \text{Equació 10.70}$$

On:

N_t és el número total de tubs

n_{pt} és el número de passos per tub

La velocitat que s'obté es compara amb els valors de velocitats típiques de la bibliografia:

Velocitats típiques:

- Líquid per tub:
Líquid de procés, entre 1 i 2 m/s, màxim 4 m/s si es vol evitar l'embrutiment.
Aigua, entre 1,5 i 2,5 m/s.
- Líquid per carcassa, entre 0,3 i 1 m/s.
- Vapors: depèn de la pressió d'operació i de la densitat del gas. En el següent rang, els valors més baixos corresponen als vapors de pes molecular més alt.

Buit: 50-70 m/s

Pressió atmosfèrica: 10-30 m/s

Alta pressió: 5-10 m/s

Com per els tubs circula el fluid de procés, es comprova que la velocitat obtinguda es trobi dins del rang de 1-2 m/s. És correcte i per tant es pot passar al punt següent.

En el cas que la velocitat obtinguda es trobés fora del rang, s'agafa un valor de v_t de la bibliografia i es recalcula el nombre de passos per tubs (i per tant també el nombre de tubs per pas):

$$N_{tp} = \frac{m_t}{\rho_t A_{pas1tub} v_{biblio}} \quad \text{Equació 10.71}$$

$$n_{pt} = \frac{N_t}{N_{tp}} \quad \text{Equació 10.72}$$

Cal recordar que el nombre de passos per tub ha de ser parell, per tant, si és necessari, s'ha d'arrodonir.

Si varia el número de passos per tub npt, pot ser que s'hagi de corregir la DTML mitjançant F.

10.6.2.4.9 DETERMINACIÓ DEL NÚMERO DE PANTALLES DEFLECTORES I SEPARACIÓ ENTRE ELLES

Hi ha dos paràmetres que determinen les característiques geomètriques de les pantalles deflectores:

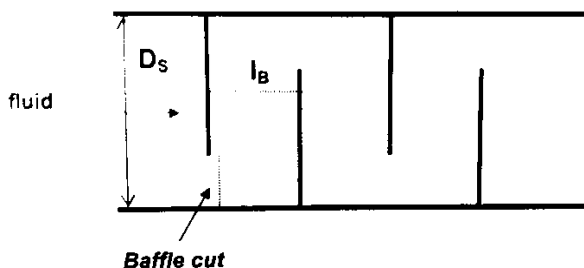
1. L'altura lliure de pantalla (baffle cut) és l'espai que queda entre la pantalla i la carcassa, per on passarà el fluid del costat de la carcassa. S'expressa com un percentatge que oscil·la entre el 15 i el 45% del diàmetre de carcassa, estant compresos els valors òptims entre el 20 i el 25%.

$$Baffle\ cut = 0.25D_S = 111,4\ mm \quad \text{Equació 10.73}$$

2. L'espai entre pantalles (I_B) que oscil·la entre 0,2 i 1 vegades el diàmetre de carcassa, essent el rang òptim entre 0,3 i 0,5 vegades el diàmetre de carcassa.

$$I_B = 0,3D_S = 133,8\ mm \quad \text{Equació 10.74}$$

Per al cas dels condensadors aquest valor serà el més proper a 1.



El número de pantalles deflectores es calcula com:

$$N^{\circ}\ pantalles\ deflectores = \left(\frac{L}{I_B}\right) - 1 = 16,94 \approx 17\ pantalles \quad \text{Equació 10.75}$$

Els valors obtinguts per aquests paràmetres afectaran la velocitat de circulació del fluid per la carcassa, com es veurà més endavant.

10.6.2.5 CORRECCIÓ DEL VALOR DE U DEL BESCANVIADOR

Com que l'àrea de bescanvi necessària es pot haver modificat a causa d'arrodoniments en el número de tubs necessaris, es recalcula aquesta àrea i també el valor de U:

$$A = N_t \pi L D_E = 17,5\ m^2 \quad \text{Equació 10.76}$$

$$U = \frac{q}{A(DTML)_C} = 293,85\ \frac{W}{m^2 \Delta C} \quad \text{Equació 10.77}$$

10.6.2.6 DETERMINACIÓ DE U DEL BSCANVIADOR A PARTIR DEL CÀLCUL DELS COEFICIENTS INDIVIDUALS I ELS FACTORS D'EMBRUTIMENT

10.6.2.6.1 CORFICIENT DE CONVECCIÓ AL COSTAT DEL TUB

10.6.2.6.1.1 SECCIÓ DE PAS

A partir de l'àrea de pas d'1 tub (equació 10.69) es pot calcular l'àrea de pas de tots els tubs:

$$A_{pas_t} = N_t \frac{A_{pas1tub}}{n_{pt}} = 0,0038 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 10.78}$$

10.6.2.6.1.2 DIÀMETRE EQUIVALENT DEL COSTAT DELS TUBS

Aquest diàmetre és igual al diàmetre intern dels tubs: 15 mm

10.6.2.6.1.3 CABAL MÀSSIC PER UNITAT D'ÀREA

La densitat de flux màssic G_{tub} és funció del cabal màssic del fluid que circula per tubs i de l'àrea de pas de tots els tubs com es mostra a la següent equació:

$$G_{tub} = \frac{m_t}{A_{pas_t}} = 832,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{s}} \quad \text{Equació 10.79}$$

10.6.2.6.1.4 CÀLCUL DEL COEFICIENT INDIVIDUAL DE TRANSMISSIÓ DE CALOR AL COSTAT DEL TUB, h_t

Primer de tot es calculen els números de Reynolds i Prandtl:

$$Re_t = \frac{D_I G_{tub}}{\mu} = 5140 \quad \text{Equació 10.80}$$

$$Pr_t = \frac{C_P \mu}{k} = 48,1 \quad \text{Equació 10.81}$$

On:

μ és la viscositat del fluid que circula per tubs en kg/ms

C_P és la capacitat específica del fluid que circula per tubs en kJ/kg°C

k és la conductivitat tèrmica del fluid que circula per tubs en kJ/ms°C

Un cop coneguts aquest valors ja es pot realitzar el càlcul per al coeficient individual de transferència de calor del costat dels tubs a partir del factor de transferència de calor, j_h .

$$h_t = j_h Re_t Pr_t^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \left(\frac{k}{D_I} \right) = 622,37 \frac{\text{W}}{(\text{m}^2\text{°C})} \quad \text{Equació 10.82}$$

On:

μ_w és la viscositat a la temperatura de la paret

El factor de transferència de calor j_h s'obté a partir de la figura 15 en funció del nombre de Reynolds i de la relació L/D_i .

En el cas que $Re > 10000$ el factor j_h és calcula a partir de la següent equació:

$$j_h = 0,027 Re_t^{-0,2} \quad \text{Equació 10.83}$$

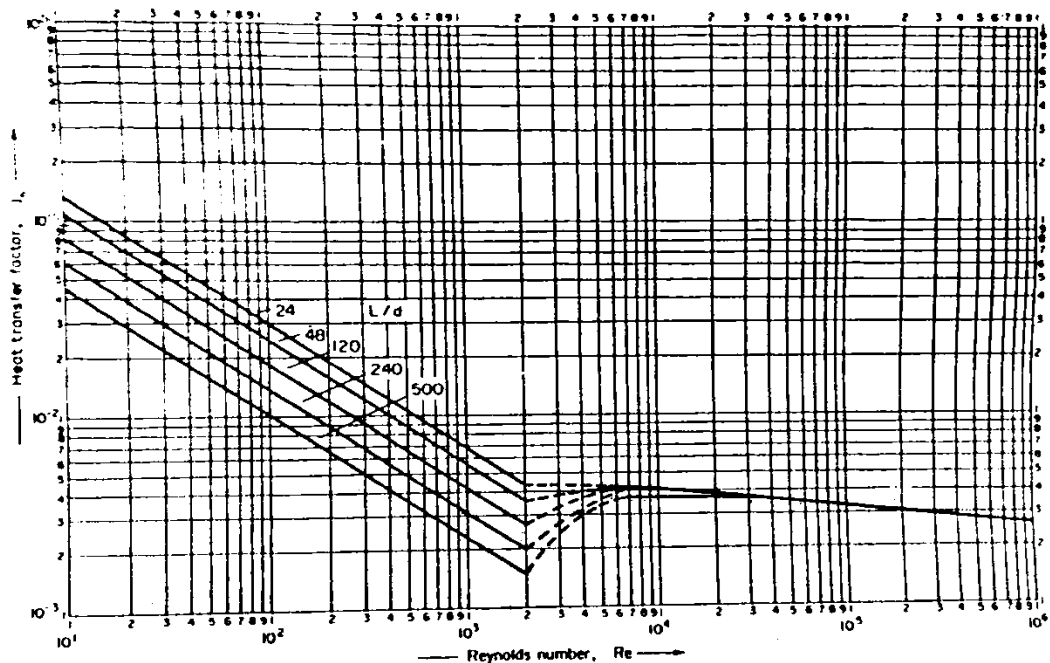


FIG. 12.23. Tube-side heat-transfer factor

Figura 10-15. Valor del factor de transferència de calor en funció del nombre de Reynolds i la relació L/D_i .

Quan el líquid que circula per tubs és aigua, com es el cas mostrat del bescanviador E-303, el càlcul del coeficient individual queda de la següent manera:

$$h_t = 4200(1,35 + 0,02T) \frac{v_t^{0,8}}{D_i^{0,2}} \quad \text{Equació 10.84}$$

On:

h_t és el coeficient individual als tubs en $W/m^2\text{°C}$

T és la temperatura de l'aigua en °C

v_t és la velocitat de l'aigua (m/s)

D_i és el diàmetre intern del tub (mm)

En qualsevol cas cal comprovar que el valor calculat per h_t estigui comprès dins dels rangs típics pel tipus de fluid i estat físic. Aquestes dades es mostren a la taula que apareix a continuació.

Table 10-16
Approximate Film Coefficients, h_i or h_o *

Fig 5

	Film Coeff, BTU/Hr. (Sq. Ft.) (°F.)	$W / m^2 \cdot ^\circ C$
No Change of Phase		
Water.....	300—2000	1500 - 12000
Gases.....	3—50	15 - 300
Organic Solvents.....	60—500	250 - 3000
Oils.....	10—120	50 - 700
Condensing		
Steam.....	1000—3000	5000 - 18000
Organic solvents.....	150—500	750 - 3000
Light Oils.....	200—400	1000 - 2400
Heavy oils (vacuum).....	20—50	100 - 300
Ammonia.....	500—1000	2500 - 6000
Evaporation		
Water.....	800—2000	4000 - 12000
Organic solvents.....	100—300	500 - 1800
Ammonia.....	200—400	750 - 1800
Light oils.....	150—300	50 - 300
Heavy oils.....	10—50	1000 - 2400

* By permission, The Pfaucler Co., Rochester, N. Y., Bulletin 949.

Figura 10-16. Valors típics per als coeficients individuals de transferència.

Es comprova que el valor del coeficient individual per a solvents orgànics sense canvi de fase es troba comprès entre 250-3000 W/m²°C.

10.6.2.6.2 COEFICIENT DE CONVECCIÓ AL COSTAT DE CARCASSA

10.6.2.6.2.1 CÀLCUL DE L'ÀREA TRANSVERSAL DE LA CARCASSA A_{ST}

$$A_{ST} = \frac{I_B D_S (\text{pitch} - D_E)}{\text{pitch } n_{ps}} = 0,0119 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 10.85}$$

On: n_{ps} és el número de passos per carcassa, en aquest cas és 1.

$$\text{Pitch} = 1,25 D_E$$

10.6.2.6.2.2 CÀLCUL DEL CABAL MÀSSIC PER UNITAT D'ÀREA (G_S) I DE LA VELOCITAT DEL FLUID DE CARCASSA (v_s)

$$G_S = \frac{M_S}{A_{ST}} = 536,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \quad \text{Equació 10.86}$$

$$v_s = \frac{M_S}{A_{ST} \rho_S} = 0,56 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad \text{Equació 10.87}$$

El fluid que circula per la carcassa és aigua de refrigeració, per tant la velocitat ha d'estar compresa entre 0,3 i 1 m/s. Com aquesta velocitat calculada es troba dins del rang típic, es pot passar al punt següent.

10.6.2.6.2.3 CÀLCUL DEL COEFICIENT INDIVIDUAL DE TRANSMISSIÓ DE CALOR AL COSTAT DE CARCASSA (h_s)

Igual que en el cas dels tubs, es caculen els nombres de Reynolds i Prandtl (equacions 10.80 i 10.81) però en aquest cas amb les propietats del fluid de carcassa. Els valors obtinguts per aquests dos números són respectivament:

$$Re_t = 985$$

$$Pr_t = 60,9$$

Per al càlcul de h_s , aquest cop el valor de j_h s'obté de la lectura de la gràfica de la figura 17.

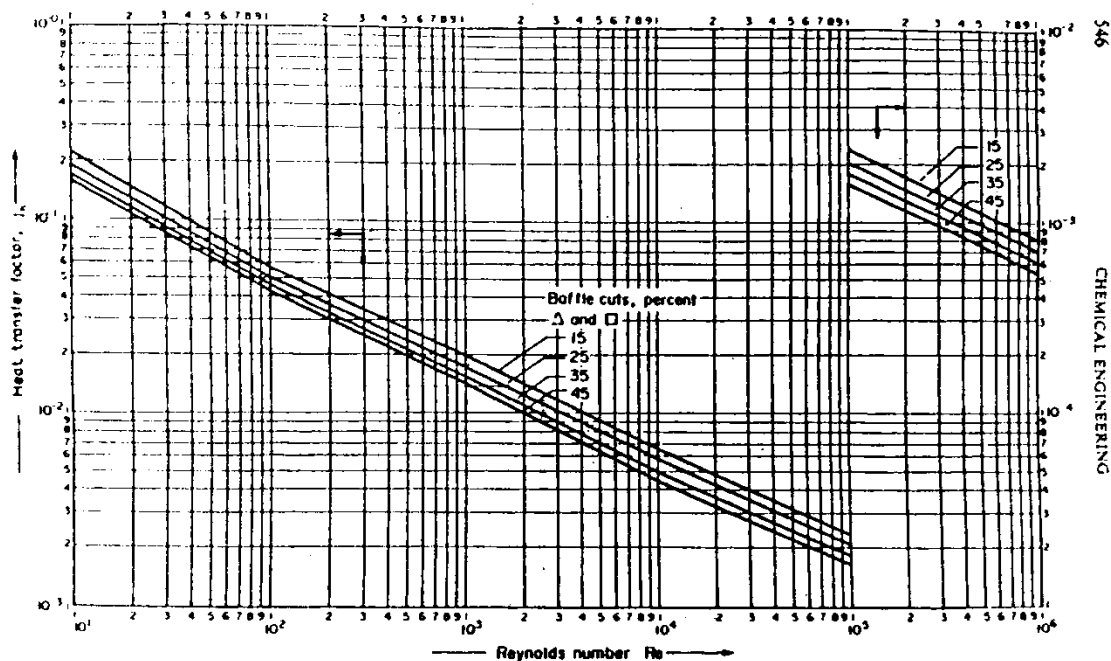


Figura 10-17. Representació de j_h respecte Re en funció del Baffle cut.

$$h_s = j_h Re_s Pr_s^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \left(\frac{k}{D_{eq}} \right) = 1680,7 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad \text{Equació 10.88}$$

On:

Se suposa que la viscositat no varia significativament amb la temperatura i per tant es

$$\text{pren } \frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

El Deq és calcula en funció del pitch seleccionat, en aquest cas triangular:

$$D_{eq} = \frac{1,10}{D_E} (pitch^2 - 0,917 D_E^2) = 12,8 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.89}$$

Es comprova mitjançant la figura 16, que el valor obtingut està inclòs dins del rang típic per aquest tipus de fluid i el seu estat.

El rang típic en aquest cas és de 1500-12000 W/m²°C per tant el valor calculat és correcte.

10.6.2.7 CÀLCUL DEL COEFICIENT GLOBAL A PARTIR DELS COEFICIENTS

El coeficient real, U_R ha de ser igual o major (preferiblement) en un valor màxim al voltant del 15% del suposat (U).

$$U_R > U$$

Si és menor que el suposat, el bescanviador estarà infradimensionat, mentre que si és major que el 15% estarà sobredimensionat. En ambdós casos s'hauria de tornar al punt 10.6.2.4 i tornar a suposar un nou valor de U .

El càlcul de U_R és fa amb la següent equació:

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_R} + \frac{D_E \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2k} + \frac{D_E}{D_I} \frac{1}{R_t} + \frac{D_E}{D_I} \frac{1}{h_t} = 0,00306 \quad \text{Equació 10.90}$$

$$U_R = 326,4 \frac{W}{m^2 °C}$$

S'obté una U_R un 15% més gran (sobredimensionat) que el valor U suposat inicialment per tant, és correcte.

Abans de donar per definitiu el disseny proposat, cal comprovar que les pèrdues de pressió en el bescanviador no siguin massa elevades.

10.6.2.8 CÀLCUL DE LES PÈRDUES DE PRESSIÓ

10.6.2.8.1 COSTAT TUB

Les pèrdues de pressió són principalment degudes a pèrdues per fricció i a contraccions i expansions.

Com en aquest cas en concret no es tracta de temperatures extremadament elevades només es consideraran les pèrdues per fricció.

Les pèrdues per fricció en un sistema on hi ha variació de la temperatura és calculen mitjançant la següent equació:

$$\Delta P_t = 8j_f \frac{\rho v_t^2}{2} \left(\frac{L}{D_I} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{-m} = 2,20 \frac{kN}{m^2}$$

Equació 10.91

On:

j_f és calcula mitjançant la figura 18 a partir del número de Reynolds.

Al quocient de viscositats se li suposa un valor de 1.

m , per Reynolds superiors a 2100, és 0,14.

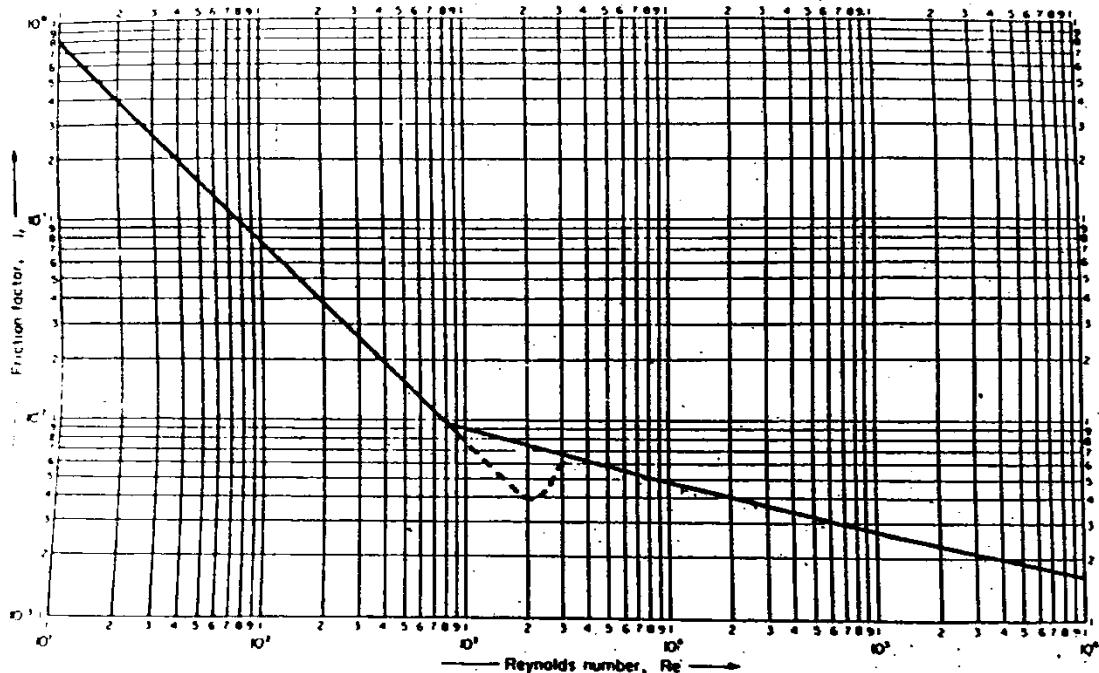


FIG. 12.24. Tube-side friction factors

Note: The friction factor j_f is the same as the friction factor for pipes $\phi \left(= \frac{R}{\rho u^3} \right)$, defined in Volume I Chapter 3.

Figura 10-18. Factor j_f en funció del Reynolds

10.6.2.8.2 COSTAT CARCASSA

$$\Delta P_S = n_s 8j_f \frac{\rho v_s^2}{2} \left(\frac{D_S}{D_{eq}} \right) \left(\frac{L}{I_B} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{-0,14} = 29,45 \frac{kN}{m^2}$$

Equació 10.92

On:

j_f es calcula en el cas de la carcassa mitjançant la figura 19.

El quocient de viscositats pren el valor de 1.

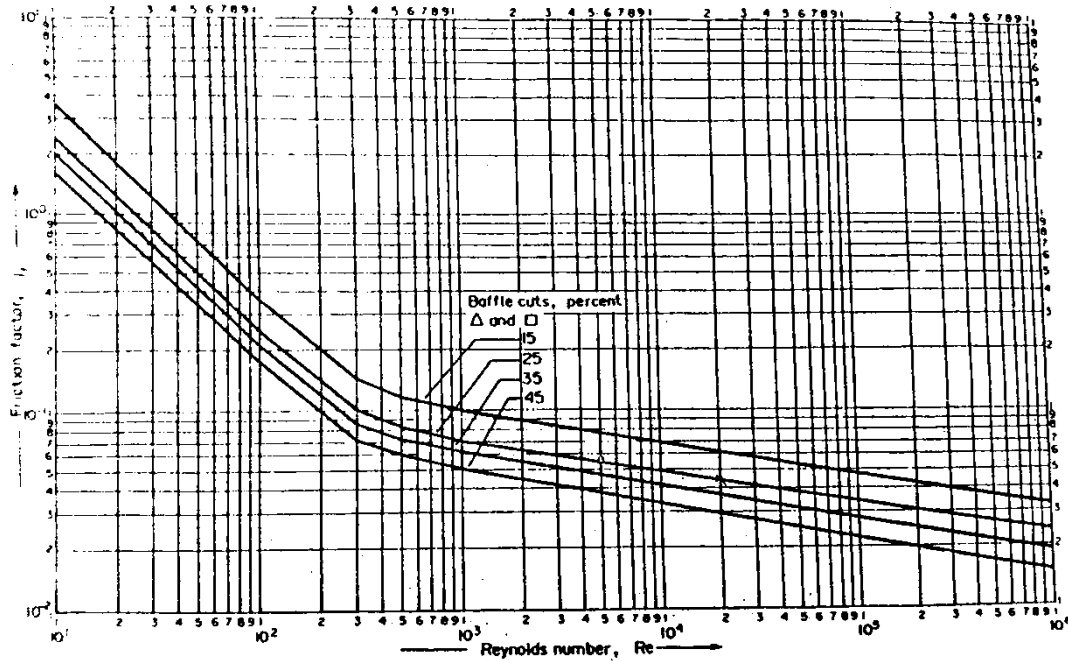


FIG. 12.30. Shell-side friction factors, segmental baffles

Figura 10-19. Obtenció del valor de j_f a partir del número de Reynolds i del percentatge de Baffle cut.

Un cop calculats els valors de pèrdua de pressió pel costat de carcassa i pel costat dels tubs cal comprovar que no se superin els límits. Cal tenir en compte que velocitats elevades proporcionaran coeficients de transmissió de calor elevats, però al mateix temps elevades pèrdues de càrrega.

Es consideren els següents límits per les pèrdues de pressió:

- Líquids:

$\mu < 1 \text{ cp,}$	$\Delta P < 35 \text{ kN/m}^2$
$1 \text{ cp} < \mu < 10 \text{ cp,}$	$\Delta P < 5\text{-}70 \text{ kN/m}^2$
- Gasos i vapors:

Buit elevat:	$0,4\text{-}0,8 \text{ kN/m}^2$
Buit mitjà:	$0,1 \cdot P_{\text{absoluta}}$
1 a 2 bar:	$0,5 \cdot P_{\text{manomètrica}}$
> 10 atm:	$0,1 \cdot P_{\text{manomètrica}}$

Es pot comprovar que les pèrdues són correctes.

10.6.2.9 DISSENY MECÀNIC

Els paràmetres de disseny es calcularan a partir del codi ASME per a recipients a pressió.

El material de construcció per a la carcassa, com en la majoria de casos el fluid que hi circula és aigua refrigerant o bé l'oli tèrmic i no son substàncies molt corrosives, serà d'acer inoxidable AISI-304L, mentre que pels tubs, per on circularà el fluid de procés i en molts casos a alta pressió el material serà acer inoxidable AISI-316L.

En aquest cas en concret, el fluid de procés que ja és el producte a comercialitzar és qui circula per carcassa.

Per començar es calculen les temperatures i les pressions de disseny:

- Carcassa:

$$Td = T_{operació} + 1,1 = 50^{\circ}C$$

$$Pd = P_{operació} + 1,15 = 1,2 \text{ bars}$$

- Tubs:

$$Td = T_{operació} + 1,1 = 195^{\circ}C$$

$$Pd = P_{operació} + 1,15 = 2 \text{ bars}$$

A continuació es determina l'espessor de carcassa, tenint en compte el codi ASME per a recipients cilíndrics horitzontals:

$$t_s = \frac{P_d \cdot D_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d} \quad \text{Equació 10.93}$$

On:

P_d és la pressió de disseny (bar)

D_i és el diàmetre intern de la carcassa (mm)

E és el factor de soldadura, es pren el valor de 0.85

S és el factor d'estrès (bar) aquest valor va en funció de tipus d'acer i de la temperatura. (Taula 1)

Al valor obtingut, se li suma l'espessor per corrosió de 1mm i se sobredimensiona un 10%:

$$t_{carcassa} = 1,1 \cdot (t_s + 1) = 1,2 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.94}$$

En el cas dels bescanviadors de calor i condensadors, l'espessor mínim de la carcassa ve donat segons la normativa British Standard 3274, en funció del diàmetre de carcassa i el material de construcció:

Taula 10-35. Valors d'espessors de carcassa segons la normativa.

Diàmetre (mm)	Acer al carboni (mm)	Acer inoxidable (mm)
152	7,1	3,2
203-305	9,3	3,2
330-737	9,5	4,8
762-911	11,1	6,4
1016-1524	12,7	7,9

Com en aquest cas es té un diàmetre de 426,1 mm s'agafa un espessor de 5 mm.

A continuació es procedeix a calcular l'espessor dels capçals dels bescanviadors, que seran toriesfèrics tipus koppler.

$$t_c = \frac{P_d \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} \quad \text{Equació 10.95}$$

On:

M pren el valor de 1,54 considerant que la relació R/r és de 10;

L és el radi intern de la carcassa (mm)

Igual que en el cas del càlcul de l'espessor de carcassa, al valor obtingut amb aquesta equació se li ha de sumar un sobre espessor per corrosió d'1 mm i sobredimensionar-lo un 10%.

$$t_{capçal} = 1,1 \cdot (t_c + 1) = 1,4 \text{ mm} \sim 2 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.96}$$

A continuació es determina la longitud del capçal:

$$h_1 = 3,5 \cdot t_{capçal} = 7 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.97}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot L - 0,455 \cdot t_{capçal} = 42,2 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.98}$$

$$L_{capçal} = h_1 + h_2 = 49,2 \text{ mm} \quad \text{Equació 10.99}$$

S'ha dut a terme el càlcul del pes del equip buit, ple d'aigua i finalment el pes de l'equip en operació. La metodologia de càlcul ha estat a partir dels volums dels tubs i de la carcassa (prenent aquests com a cilindres) i el capçal toriesfèric. Aquestes dades es mostren a les fitxes d'especificació de cada un d'ells.

10.6.3 DISSENY DE KETTLE-REBOILERS

Un reboiler és un bescanviador de calor que té per objectiu evaporar una fracció del producte de les cues provinents de les columnes de destil·lació i així retornar el vapor produït.

La carcassa horitzontal conté un feix de tubs relativament petits, cada tub té dos passos, un capçal flotant i una placa tubular. El feix de tubs està submergit en una massa de líquid bullint, on el nivell es manté per mitja de l'altura de ebullició del equip. L'alimentació s'introdueix en la massa del líquid pel fons del equip, mentre que el vapor surt per la part superior de la carcassa. El vapor es genera de la corrent del líquid provinent de la última etapa de la columna de destil·lació. El líquid entrant al Kettle-Reboiler, s'evapora parcialment, on de la fracció de líquid no evaporat, una part es recircula cap a la columna i l'altre surt del bescanviador com a producte de cues de la destil·lació. Existeixen diferents tipus de Kettle-Reboilers, essent els principals els mostrats a continuació:

- Tipus Termosifó: En aquests tipus la circulació del fluid a través del bescanviador s'aconsegueix gràcies a la diferència de densitats entre la mescla bifàsica (o de més components) del bescanviador i el líquid existent en el fons de la columna. Dels tres tipus existents és el més econòmic, però no es recomana per a operacions amb fluids viscosos ni per operacions al buit. El termosifó pot adoptar les posicions horitzontals o verticals en la seva instal·lació i funcionament.
- Tipus Kettle: en aquest tipus de bescanviadors, la vaporització té lloc sobre els tubs per on circula el fluid portador, en la majoria dels casos es tracta de vapor d'aigua, però en el cas estudiat al ser aquesta reactiva amb la majoria de components s'usarà el mateix oli tèrmic que el usat en els bescanviadors de calor. Aquest tipus no tenen circulació del líquid de procés al llarg del bescanviador, i per aquest motiu solen tindre coeficients de transmissió de calor més baixos que la resta de bescanviadors de calor. Tenen temps de residència elevats i no són adequats per a serveis que tendeixen a provocar embrutiment.
- De circulació forçada; En aquests equips es requereix l'ús d'una bomba per a la impulsió del fluid. S'usen per a les operacions amb fluids viscosos i per a operacions al buit on la resta de tipus de bescanviadors solen mostrar problemes de funcionament.

Per al disseny del Kettle se segueix la mateixa metodologia de càlcul que per a un bescanviador de carcassa i tubs a excepció dels punts que es mostren a continuació.

Com hi ha canvi de fase, la calor total bescanviada serà (equació 10.55):

$$q_{total} = m \cdot Cp \cdot (t_2 - t_1) + m \cdot \lambda$$

També variarà el càlcul del diàmetre de carcassa, aquest es calcula a partir de la relació D_s/D_b que és funció del flux de calor.

Taula 10-36. Valors de D_s segons D_b i el flux de calor.

Flux de calor, W/m^2	D_s/D_b
<25.000	1,2 a 1,5
25.000 a 40.000	1,4 a 1,8
>40.000	1,7 a 2,0

Un cop conegut D_s es procedeix al càlcul del nivell de líquid, el qual s'ha de fixar. Aquest valor ha d'estar comprès entre 0,05 i 0,15 metres per sobre de la part superior del feix de tubs, és a dir, la altura del líquid serà la suma de diàmetre del feix de tubs i un valor comprès entre 0,05 i 0,15.

Finalment es comprova que l'espai lliure per sobre del líquid (freeboard) sigui major de 0,25.

$$Freeboard = D_s - altura líquid \quad \text{Equació 10.100}$$

També varia el càlcul de velocitats, concretament en carcassa, i es mostren a continuació.

S'ha de calcular la velocitat del vapor en la superfície del líquid per mitja de la següent expressió:

$$v_s = \frac{m_{vapor carcassa}}{\rho_v \cdot A_s} \quad \text{Equació 10.101}$$

On:

v_s és la velocitat del vapor en la superfície del líquid (m/s)

$m_{vapor carcassa}$ és el cabal màssic del vapor que circula per la carcassa (Kg/s)

ρ_v és la densitat del vapor que circula per la carcassa (Kg/m³)

A_s és l'àrea superficial del líquid (m²), que es calcula per mitja de la següent expressió:

$$A_s = L \cdot \sqrt{(D_s^2 - Espai ebullició^2)} \quad \text{Equació 10.102}$$

On:

L és la longitud del tub (m).

Ds correspon al diàmetre de carcassa (m).

L'espai d'ebullició pren un valor de 0,1 metres.

Per tal d'evitar problemes, quan el vapor circula a massa velocitat es requereix el càlcul de la velocitat màxima de circulació per carcassa. Aquesta ens diu que la velocitat del vapor en la superfície del líquid ha de ser menor a la màxima, si no fos així, s'estarien arrossegant partícules de líquid.

$$v_{s\max} = 0,2 \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad \text{Equació 10.103}$$

On:

v_{s,max} és la velocitat màxima (m/s).

ρ_L és la densitat de la fase líquida (Kg/m³).

ρ_v és densitat de la fase vapor (Kg/m³).

Per al cas de la velocitat als tubs, la metodologia de càlcul és la mostrada a l'apartat 10.6.2.4.8.

En el disseny d'un reboiler tipus Kettle és necessari tenir en compte el flux de calor crític, que s'obté a partir de la següent equació:

$$q_{cb} = K_b \cdot \left(\frac{p_t}{d_o} \right) \cdot \left(\frac{\lambda}{\sqrt{N_t}} \right) \cdot [\sigma \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot \rho_v^2]^{0,25} \quad \text{Equació 10.104}$$

On:

q_{cb} és el flux de calor màxim (crític) en el reboiler (W/m²).

K_b és la constant on els seus valors depenen de la disposició dels tubs:

K_b=0,44 per pitch quadrat.

K_b=0,41 per pitch triangular (que es l'usat en aquest cas).

p_t és el pitch (m).

d_o és el diàmetre extern dels tubs (m).

N_t és el número total de tubs.

σ és la tensió superficial (N/m).

Normalment, després del seu càlcul, s'aplica un factor de seguretat del 70% del valor obtingut amb aquesta equació. El flux de calor durant l'operació del equip ha de ser inferior al màxim obtingut amb l'equació anteriorment mostrada.

La resta de càlculs se segueix la metodologia de disseny dels bescanviadors de carcassa i tubs. Per al càlcul dels espessors s'ha emprat el codi ASME.

10.7 DISSENY REACTOR

En el reactor R-201 es dona la formació de cumè (isopropilbenzè) el qual és el producte d'interès a produir en la planta. Aquest producte s'obté de la reacció exotèrmica entre el benzè i el propà i propilè en presència d'una quantitat elevada catalitzador. En el cas que es presenta, s'usa com a catalitzador zeolita beta.

10.7.1 TIPUS DE REACTOR

S'utilitza una patent coneguda per al disseny i caracterització del tipus de reactor i zeolita. Es tracta d'un reactor catalític multitubular de llit fix.

Aquest tipus de reactor té una sèrie de restriccions:

- Restriccions hidrodinàmiques: canalitzacions, augment de la pèrdua de carrega,...
- Efectes de transmissió de calor: existència de punts calent en l'equip.
- Consideracions de disseny: s'ha de dissenyar recipients amb un elevat volum preparats per a resistir altes pressions i grans necessitat d'intercanvi de calor per al subministra o recuperació de energia tèrmica.

Quan la reacció que es produeix en el reactor es molt exotèrmica, com en el cas estudiat, es requereixen grans necessitats d'extracció de calor. En aquests casos s'usen reactors de llit fix amb múltiples tubs, similars als bescanviadors de calor de carcassa i tubs, s'anomenen reactors multitubulars de llit fix. Aquests reactors consisteixen en un o mes tubs empaquets amb partícules de catalitzador que operen en posició horitzontal. Les partícules catalítiques poden variar de tamany i forma, el conjunt de partícules sòlides del catalitzador, forma capes d'aquest material en el interior dels tubs. Els reactius entren i surten dels capçals situats en els extrems del reactor.

10.7.1.1 BESCANVI ENERGÈTIC

Segons el tipus de reacció es requerirà un bescanvi de calor particular:

- Per a una reacció exotèrmica, el calor de reacció es retira per mitja de la circulació d'un refrigerant o d'un líquid que bull per la carcassa.
- Per a una reacció endotèrmica, l'energia que es requereix per la reacció es transfereix des de un fluid calent circulant per carcassa, fins les partícules del catalitzador situades en els tubs.

En el cas que s'estudia, es tracta d'una reacció exotèrmica.

10.7.2 CATALITZADOR

El reactor multitubular de llit fix a dissenyar requereix d'un catalitzador per a la reacció del benzè, propilè i propà per tal de sintetitzar el producte d'interès, cumè. El catalitzador a usar ve donat per la patent i es tracta de la zeolita beta.

El problema important de les reaccions catalítiques és la necessitat de regeneració del catalitzador. En aquest cas, la zeolita beta té un temps de vida de 2 anys i posteriorment ha de ser regenerada. Per a fer-ho es tindran dos jocs de tubs (342 tubs cada un) de tal manera que cada dos anys s'extrauran els tubs i es posarà l'altre joc amb el catalitzador nou.

10.7.3 PROCÉS DE DISSENY

Tal i com s'ha mencionat anteriorment, el disseny d'aquest reactor segueix el procediment d'un bescanviador de carcassa i tubs on per el tubs es troba el catalitzador i el fluid de procés (en aquest cas en proporcions iguals 50-50) i per carcassa circula l'oli tèrmic, Dowtherm A.

Aquest oli es troba a baixa temperatura per tal d'absorbir el calor que la reacció desprèn.

10.7.3.1 BALANÇ D'ENERGIA

Per a poder dimensionar el reactor, primerament és necessari conèixer el calor que es bescanvia. Aquest càlcul es duu a terme mitjançant la següent equació:

$$Q_{TOTAL} = Q_{ABSORBIT} + Q_{GENERAT} = [\sum m_T \cdot c_{pT}(T_f - T_i)] + (\sum h_{TS} \cdot m_{TS} - h_{TE} \cdot m_{TE})$$

Equació 10.105

On:

Q_{TOTAL} és la calor total bescanviada. El primer terme de la equació fa referència a la calor absorbida i, el segon terme a la calor generada.

m_T és el cabal de fluid que circula pels tubs en kg/h.

C_{pT} és el calor específic promig entre l'entrada i la sortida del fluid en kJ/kg°C.

$T_f - T_i$ fa referència a la diferència de temperatura final i inicial del fluid que circula per tubs en °C.

El segon terme de l'equació fa referència al calor de reacció usant el gradient d'entalpies entre l'entrada i la sortida.

Les equacions anteriors es resolen mitjançant les dades proporcionades pel simulador HYSYS que es mostren a continuació:

Taula 10-37. Cabals, entalpies, calors específiques i fraccions massiques a l'entrada del reactor.

ENTRADA	Entalpia massica (kJ/kg)	Cp massica (kJ/kg°C)	Cabal massic (kg/h)	fracció massica (%)
Cumè	643,9	2,816	1096,36	0,048
Benzè	1607	2,243	16162,54	0,714
Propilè	1219	2,718	5105,26	0,225
Propà	-1531	3,104	288,27	0,013
			22652,45	1

Taula 10-38. Cabals, entalpies i fraccions massiques a la sortida del reactor.

SORTIDA	Entalpia massica (kJ/kg)	cabal massic (kg/h)	fracció massica (%)
Cumè	768,4	12468,94	0,557
Benzè	1709	8634,14	0,386
Propilè	1344	974,91	0,043
Propà	-1389	288,27	0,013
		22366,28	1

S'obté mitjançant les dades de les taules 37 i 38 i de l'equació 10.105:

$$Q_{\text{ABSORBIT}} = 676,4 \text{ KW}$$

$$Q_{\text{GENERAT}} = -2003,99 \text{ KW}$$

$$Q_{\text{TOTAL}} = Q_{\text{ABSORBIT}} + Q_{\text{GENERAT}} = -1330 \text{ KW}$$

10.7.3.2 CÀLCUL DEL REACTOR CATALÍTIC MULTITUBULAR

Mitjançant els cabals volumètrics d'entrada i sortida al reactor i el volum total dels tubs es calcula el temps de residència.

Taula 10-39. cabal mig entre l'entrada i la sortida i volum dels tubs per al càlcul del temps de residència.

Cabal entrada (m³/h)	690,7
Cabal sortida (m³/h)	503,2
Promig cabals (m³/h)	596,95
Volum total tubs (m³)	9,38

$$\tau = \frac{V}{Ql} = 0,015 \text{ hores}$$

Equació 10.106

On:

V és el volum dels tubs en m³.

Ql és el promig del cabal volumètric d'entrada i de sortida al reactor en m³/h.

Tenint en conte que el número i diàmetre de tubs ve donat per la patent, per cada tub circularà un cabal de 1,745 m³/h.

10.7.3.3 BALANÇ TÈRMIC

Tal i com es mostra a l'apartat 10.6.2.1 de bescanviadors de calor, mitjançant les dades que es mostren a la taula 40 i l'equació 10.56, es calcula el cabal d'oli tèrmic necessari.

$$M_{oli} = \frac{q_{total}}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} = 72065,39 \frac{kg}{h}$$

Taula 10-40. Dades d'entrada i sortida tant als tubs com a la carcassa.

	Carcassa: DOWTHERM A			Tubs: Fluid procés		
	Entrada	Sortida	Mitja	Entrada	Sortida	Mitja
Fase	LÍQUID			VAPOR		
Temperatura (°C)	30,00	70,00	50,00	374,00	419,00	396,50
Pressió (bar)	1,01	1,01	1,01	25,00	25,00	25,00
Cabal màssic (kg/h)	72065,39	72065,39	72065,39	22650,00	22650,00	22650,00
Densitat (kg/m³)	1051,70	1019,70	1035,70	32,80	45,01	38,91
Viscositat (cp)	3,25	1,46	2,36	0,02	0,02	0,02
Cp (kJ/kg°C)	1,60	1,72	1,66	2,36	2,54	2,45
Conductivitat (W/m°C)	0,14	0,13	0,13	0,05	0,05	0,05

Seguidament es decideix la circulació dels fluids. Es duu a terme el mateix procediment que per als bescanviadors de calor de carcassa i tubs (10.6.2.2 equacions 10.57 i 10.58):

- Circulació en paral·lel:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} = 346,49^\circ C$$

- Circulació en contracorrent:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 344,76^\circ\text{C}$$

Es comprova que en aquest cas, com la funció del fluid refrigerant es captar la calor que la reacció desprèn des del principi del reactor, s'obté que la millor circulació serà en paral·lel essent la DTML de 346,49°C. Només es tindrà 1 pas per tubs i 1 pas per carcassa, per tant el factor de correcció serà igual a 1 i la DTML no variarà.

A continuació es calcula l'àrea necessària per a poder dur a terme aquesta transferència de calor. Per a poder realitzar aquest càlcul primerament es necessari donar un valor al coeficient global de bescanvi, U. En aquest cas, s'empra un valor de 70 Wm/°C.

$$A = \frac{q}{U \cdot DTML} = 55,01 \text{ m}^2$$

El diàmetre intern i el número de tubs i la longitud ve donat per la patent. El diàmetre intern té un valor de 76,3 mm i com el fluid que hi circula va a pressió molt elevada tindran un espessor de 8mm. El reactor estarà constituït per 342 tubs de 6 metres de llargada.

Per tal que el bescanvi sigui possible, l'àrea de bescanvi que s'obté en funció del diàmetre i número de tubs ha de ser superior a 55,01 m².

$$A = N_t \pi L D_E = 595,01 \text{ m}^2$$

La resta de paràmetres es calculen igual que per als bescanviadors de carcassa i tubs. A continuació es mostra una taula resum amb tots aquests valors obtinguts.

Taula 10-41. Valors obtinguts per al disseny del reactor.

pitch triangular (mm)	115,38	Re carcassa	148,27
pitch triangular (m)	0,12	Pr carcassa	291,60
k1	0,32	Baffle cut (m)	0,63
n1	2,14	jh carcassa	0,06
Db (m)	2,40	h carcassa (W/m²C)	118,27
Db (m)	0,00	volum tubs	9,38
Ds-Db (mm)	104,27	Gt (kg/m²s)	3,80
Ds-Db (m)	0,10	velocitat tubs (m/s)	0,11
Ds (m)	2,50	densitat partícula (kg/m³)	35,85
Ds extern (m)	2,53	dens fluid procés (kg/m³)	32,80
L/Di	78,64	hl	268,15
L/Ds	2,40	k (w/mk)	16,30
Lb (m)	0,75	Dp (m)	0,0020
nº pantalles	6,99	visco (kg/ms)	0,0002
nps	1,00	Area de transferència(m²)	595,02
AST (m²)	0,38	A interna tubs (m²)	491,87

ms kg/s	20,02	AML	541,81
Gs (kg/m ² s)	53,28	1/U	0,01
velocitat carcassa (m/s)	0,05	U	89,57
Deq (m)	0,07	Re tub	16,37
Perdues als tubs (bar)	0,00063	Perdues carcassa (bar)	0,0051

Taula 10-42. Pesos de l'equip buit, amb aigua i en operació.

BUIT		AIGUA		OPERACIÓ	
Volum tubs (m3)	4,34	Vinterior tub (m3)	9,38	Pes fluid (kg)	16960,51
Volum carcassa (m3)	0,71	Vexterior tub (m3)	13,73		
Pes tubs (kg)	34780,41	Vcarcassa (m3)	29,50		
Pes carcassa (kg)	5694,28	Vespaia (m3)	15,77		
Volum capçal (m3)	0,0461	Pes aigua (kg)	24326,75		
Pes capsal (kg)	369,10				
PES EQUIP BUIT (kg)	40843,80	PES EQUIP+AIGUA (kg)	65170,56	PES EQUIP OP. (kg)	57804,32

10.8 BOMBES

Per dimensionar les bombes que s'utilitzaran per impulsar els fluids d'aquesta planta s'ha de calcular el balanç d'energia mecànica del fluid que circula per cada bomba per avaluar les possibles pèrdues d'energia que es produeixen.

Les bombes s'utilitzen normalment per impulsar fluids incompressibles i, aquests es caracteritzen per les seves propietats físiques, com la viscositat i la densitat que no varien gaire amb canvis en les condicions d'operació. A continuació, es mostra l'expressió per calcular el balanç d'energia mecànica per circulació en conduccions cilíndriques:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g\Delta z + \Delta \left(\frac{v^2}{2\alpha} \right) = \hat{W} - e_v \quad \text{Equació 10.107}$$

On:

ΔP és l'increment de pressió entre l'entrada i sortida, Pa.

ρ és la densitat del fluid que circula, Kg/m³.

g és l'acceleració de la gravetat, m/s².

Δz és la diferència d'alçada entre l'entrada i la sortida, m.

v és la velocitat del fluid que circula, m/s.

α és el factor de correcció de la velocitat. En aquest cas, el seu valor és 1.

$\hat{W}$ és el treball subministrat o produït pel sistema, J/Kg.

e_v són les pèrdues d'energia mecànica per fricció, m²/s².

Es coneixen els valors de l'increment de pressió i alçada, la densitat i la velocitat a la que circula el fluid. Les incògnites són la potència a subministrar i les pèrdues d'energia mecànica però aquestes pèrdues es poden calcular seguin el procediment de l'apartat 10.9.1.

10.8.1 CÀLCUL DE LES PÈRDUES DE CÀRREGA PER FRICCIÓ

Les pèrdues d'energia mecànica en la conducció es produeixen a conseqüència de la fricció del fluid amb la canonada. Es poden dividir en dues parts:

- Pèrdues en trams rectes: pèrdues relacionades amb la fricció del fluid contra la canonada. Per calcular aquestes pèrdues es pren el diàmetre de la canonada per on circula el fluid. S'utilitza l'equació següent:

$$ev_{trams\ rectes} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D} \quad \text{Equació 10.108}$$

On:

f és el factor de Fanning.

v és la velocitat del fluid que circula per la canonada, m/s.

L és la longitud del tram que s'estudia, m.

D és el diàmetre nominal de la canonada, m.

Per a calcular factor de Fanning s'utilitza la correlació de Blasius ja que $5 \cdot 10^{-3} < Re < 2 \cdot 10^5$, amb l'equació següent:

$$f = 0,046 \cdot Re^{-0.2} \quad \text{Equació 10.109}$$

Com s'observa, cal calcular prèviament el número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu}$$

- Pèrdues per turbulència i fricció per canvis en la geometria del sistema: són les pèrdues referides als accidents que es troben durant el recorregut de la canonada. Aquests accidents són els accidents. Per calcular les pèrdues causades per aquests s'associa un valor constant "K" a cada accident, que es mostra a continuació:

Taula 10-43. Valors de K en funció del colze/unió o tipus de vàlvula.

ACCIDENT	K	ACCIDENT	K
Colzes/unions		Vàlvula comporta	
Colze 45º standard	0,35	Oberta	0,17
Colze 45º gran curvatura	0,2	3/4 oberta	0,9
Colze 90º standard	0,75	1/2 oberta	4,5

Colze 90º gran curvatura	0,45	1/4 oberta	24
Colze 90º petita curvatura	1,3	Vàlvula diafragma	
Corba de 180º	1,5	oberta	2,3
T standard ús com a colze	1	3/4 oberta	2,6
T standard amb bifurcació tancada	0,4	1/2 oberta	4,3
T standard amb divisió de cabal	1	1/4 oberta	21

Un cop conegut el valor de la K per a cada accident, es calculen les pèrdues de càrrega per fricció en accidents amb l'equació següent:

$$ev_{accidents} = \sum K \frac{v^2}{2}$$
Equació 10.110

On:

K és la constant de cada accident.

v és la velocitat a la que circula el fluid, m/s.

Quan es tenen calculades les pèrdues produïdes per trams rectes i per accidents, es coneix el valor de les pèrdues totals sumant els números obtinguts, de la següent manera:

$$ev = ev_{trams rectes} + ev_{accidents}$$
Equació 10.111

Un cop calculats tots aquests paràmetres i aïllant el terme de la potència del balanç d'energia mecànica, es pot calcular la potència necessària de la bomba. Aquest valor serà el teòric i s'ha de tenir en compte l'eficàcia d'aquesta bomba ja que no és mai del 100%. Per a calcular la potència real que necessitarà la bomba, s'ha de conèixer el valor del rendiment d'aquesta. L'equació necessària per calcular la potència real és la següent:

$$W_{real} = \frac{W}{\eta} Q$$
Equació 10.112

On:

W és la potència teòrica de la bomba, W.

Q és el cabal màssic del fluid que circula per la canonada, Kg/s.

η és el rendiment de la bomba.

10.8.2 CÀLCUL DEL NPSH DISPONIBLE

El NPSH disponible és un paràmetre que indica si la bomba tindrà un bon comportament en el sistema. Aquest, representa l'energia que pot perdre el fluid fins a arribar a l'entrada de la

bomba sense vaporitzar. Si es produís la vaporització, provocaria cavitació a la bomba i un mal funcionament. Hi ha dos tipus de NPSH:

- NPSH disponible: és el paràmetre que indica l'energia que disposa el fluid en la boca de succió de la bomba.
- NPSH requerit: és el paràmetre que indica l'energia que perdrà el fluid a l'interior de la bomba, aporta't pel fabricant.

El càlcul del $NPSH_{disponible}$ és necessari que sigui major que el $NPSH_{requerit}$ per evitar així la cavitació de la bomba, com a mínim un 10% major. Perquè això sigui així, es poden adoptar les següents previsions:

- Adquirir bombes amb un NPSH requerit baix.
- Situar les bombes a prop del fluid del punt inicial de la conducció per minimitzar les pèrdues de càrrega.

El NPSH disponible es calcula de la següent manera:

$$NPSH_{disponible} = h_a - \frac{P_{vap}}{\rho g} \quad \text{Equació 10.113}$$

On:

h_a és la càrrega d'aspiració, m.

g és el valor de la gravetat, m/s^2 .

ρ és el valor de la densitat, Kg/m^3 .

P_{vap} és la pressió de vaporització, Pa.

Ja que l'especificació anterior es compleix en totes les bombes de la planta, aquestes haurien de funcionar correctament.

Per calcular la càrrega d'aspiració necessària per saber el valor del NPSH disponible de la bomba s'utilitza l'equació següent:

$$h_a = \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1}{\rho} + \frac{v^2}{2} - (e_v)_{asp} \right) + \Delta z \quad \text{Equació 10.114}$$

On:

h_a es la càrrega d'aspiració, m.

g es la força de la gravetat, m/s^2 .

ρ és la densitat del fluid que circula, kg/m^3 .

v és la velocitat del fluid que circula, m/s .

$(ev)_{asp}$ són les pèrdues de càrrega en el tram d'aspiració, m.

Δz és la diferencia d'alçada entre la boca de succió i l'inici de la conducció, m.

10.9 COMPRESSORS

10.9.1 DIMENSIONAT

Per tal de dimensionar els compressors s'utilitzarà el següent mètode:

Primer de tot es farà l'aproximació amb el HYSYS, aquest dona els següents resultats:

- Compressor K-101: S'utilitza per comprimir la mescla de Propilè i Propà que va a emmagatzemar-se durant la posada en marxa de la planta. La pressió de sortida del compressor serà de 13 bar. La potència obtinguda es de 336,3 kW.

Results	
Adiabatic Head [m]	1.742e+004
Polytropic Head [m]	1.818e+004
Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	170.8
Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	178.2
Adiabatic Efficiency	75.000
Polytropic Efficiency	78.248
Power Consumed [kW]	336.3
Polytropic Head Factor	1.0119
Polytropic Exponent	1.1483
Isentropic Exponent	1.1082
Speed [rpm]	<empty>

Figura 10-20. Resultats del HYSYS per al Compressor K-101.

- Compressor K-201: S'utilitza per comprimir la mescla de Propilè i Propà que va a procés. La pressió de sortida del compressor serà de 25 bars. La potència obtinguda es de 433,9 kW.

Results	
Adiabatic Head [m]	2.248e+004
Polytropic Head [m]	2.370e+004
Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	220.5
Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	232.4
Adiabatic Efficiency	75.000
Polytropic Efficiency	79.060
Power Consumed [kW]	433.9
Polytropic Head Factor	1.0210
Polytropic Exponent	1.1365
Isentropic Exponent	1.0978
Speed [rpm]	<empty>

Figura 10-21. Resultats del HYSYS per al Compressor K-201.

- Compressor K-202: S'utilitza per comprimir la mescla de Benzens un cop que es troba tota en estat gasosa. La pressió a la sortida del compressor serà de 25 bars. La potència obtinguda es de 791,4 kW.

Results	
Adiabatic Head [m]	1.257e+004
Polytropic Head [m]	1.125e+004
Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	123.2
Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	110.3
Adiabatic Efficiency	75.000
Polytropic Efficiency	67.107
Power Consumed [kW]	791.4
Polytropic Head Factor	1.1149
Polytropic Exponent	0.9874
Isentropic Exponent	0.8915
Speed [rpm]	<empty>

Figura 10-22. Resultats del HYSYS per al Compressor K-202.

10.9.2 COMPROBACIÓ TEÒRICA

A l'hora de calcular la potència teòrica de cada compressor el paràmetre més important serà la alçada politròpica, que es calcula de la manera següent:

$$H_{Poly}[\text{kJ/kg}] = \frac{Z \cdot R_g \cdot T_1}{\frac{n-1}{n}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad \text{Equació 10.115}$$

On:

Z és el factor de compressibilitat

R_g és la constant dels gasos dividit entre el pes molecular. [R_g=8.314/PM]

$$\text{Exponent politròpic: } \frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k \cdot \eta_{poly}}$$

On:

$k=C_p/C_v$ i η_{poly} es la eficiència politròpica.

Un cop s'ha calculat la alçada politròpica es calcula la potència del eix del compressor de la següent manera.

$$P_{eix} = \frac{P_{gas}}{\eta_{mec}} = \frac{H_{poly} \cdot m_1}{\eta_{mec}} \quad \text{Equació 10.116}$$

On:

H_{poly} és l'alçada politròpica

m_1 és cabal màssic en Kg/s

η_{mec} és el rendiment mecànic del compressor, que es situarà sobre el 87%

A continuació es farà un exemple de càlcul per veure com s'ha calculat la potència del compressor K-201, el que comprimeix el propilè que va a procés.

Taula 10-44. Dades del compressor K-201.

P1	1,000
P2	25,000
Cv/Cp	1,157
Z	0,986
R	8,314
T1	298,000
PM	42,180
Rendiment politròpic	0,791
n-1/n	0,172
Exponent Politròpic	1,207

Taula 10-45. Valors calculats per el K-201.

Alçada politròpica	248,77	Kj/Kg
Cabal màssic	5314,00	Kg/h
Teòric	367,22	kW
Real	445,38	kW

Com es pot observar la diferència entre els valors obtinguts mitjançant el simulador de processos Aspen Hysys i els valors obtinguts mitjançant el mètode teòric són pràcticament idèntics.

10.10 SERVEIS

A continuació es mostren els requeriments d'aigua de refrigeració, d'aigua de chiller i d'oli tèrmic per als equips de la planta:

Taula 10-46. Cabals d'aigua de refrigeració i d'oli tèrmic requerits en kg/h.

SERVEI	CONDENSADORS	REACTOR	REBOILERS	BESC.	TOTAL
Aigua refrig. (kg/h)	147533	-	-	303558,3	451091,3
Aigua chiller (kg/h)	-	-	-	139880	139880
Oli tèrmic 420°C (kg/h)	-	-	31416,5	78336,4	109753
Oli tèrmic 30°C (kg/h)	-	72065,4	-	-	72065,4

10.10.1 CALDERES D'OLI TÈRMIC

Els equips que necessiten oli tèrmic es mostren al següent llistat:

Taula 10-47. Llistat d'equips que necessiten oli tèrmic a 420°C.

CALDERA OLI 420°C - BABCOCK WANSON TPC-4000UB				
EQUIPS	CABAL MASSIC kg/h	kg/s	m³/s	m³/h
E-203	21268,45	5,91	0,00833	29,99
E-102	6888,41	1,91	0,00270	9,71
E-201	50179,58	13,94	0,01965	70,76
RE-301	18378,70	5,11	0,00720	25,91
RE-302	13037,79	3,62	0,00511	18,38
TOTAL	109752,94	30,49	0,04299	154,76

Taula 10-48. Potència de caldera requerida.

Cp oli kJ/kg°C	2,809
mt kg/s	30,49
Ts °C	420
Te °C	380
Cabal volumètric (m³/h)	154,76
Potència necessària Q (KW)	3425,51

A partir del cabal total de la taula 46 i les dades de la taula 47 es pot escollir la caldera d'oli que millor compleix amb els requisits.

Taula 10-49. Característiques caldera Babcock Wanson sèrie TPC.

Características - Characteristics													
TPC	mod.	100 _B	200 _B	400 _B	600 _B	1000 _B	1500 _B	2000 _B	2500 _{SC}	3000 _{SC}	3000 _{UB}	4000 _{UB}	5000 _{UB}
Potencia tèrmica neta Net capacity	kCal/h. x1000 kw.	100	200	400	600	1000	1500	2000	2500	3000	3000	4000	5000
Peso en vacío Empty weight	kg.	460	460	920	1200	2100	3500	5000	7500	9000	9000	11500	14000
Contenido en fluido Oil content	l.	42	42	86	130	304	538	691	1188	1496	1518	1986	2347
Caudal fluido circ. Circulated oil	m³/h.	10	10	20	30	50	75	100	125	150	150	200	200
Δ T ^a fluido Δ T. oil	°C	20	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	50
Δ P. fluido Δ P. oil	m.c.l.	20	20	18	20	20	15	17	18	31	31	32	33
Ancho Width	B mm.	845	845	1.130	1.295	1.445	1.675	1.860	2.300	2.770	2.354	2.430	2.480
Longitud Length	A mm.	1.067	1.067	1.380	1.550	1.780	2.082	2.627	3.450	3.900	3.600	3.500	3.600
Altura Height	C mm.	1.680	1.680	1.940	2.015	2.655	3.283	3.283	3.335	3.335	4.210	5.187	5.900
Conexión chimenea Chimney connection	mm.	208x 258	208x 258	174x 310	243x 308	294x 360	458x 458	508x 508	558x 558	558x 558	558x 558	656x 656	706x 706
Conexión fluido In/out oil	DN PN	32 16	32 16	65 16	80 16	100 16	100 16	125 16	150 16	150 16	150 16	150 16	200 16
Rendimiento térmico Thermal efficiency	%	91	88	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87

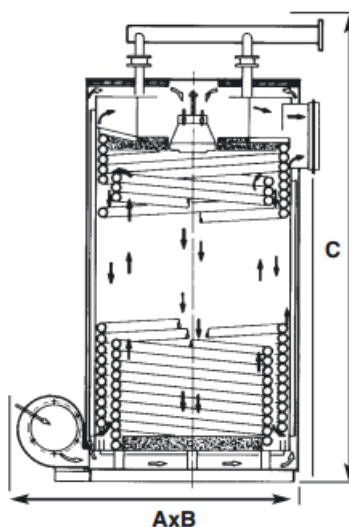


Figura 10-23. Esquema caldera on A, B i C fan referència a les dimensions de la caldera en funció del model escollit tal i com es mostra a la taula 48.

Observant la taula 48, es conclou que la millor caldera per a l'oli a 420°C és la 4000_{UB} ja que treballa a una potència tèrmica neta de 4651 KW i permet la circulació d'oli de 200 m³/h.

10.10.2 OLI DE TORRE

Per a refredar l'oli a 30°C es requereix d'una torre de refrigeració. A continuació es mostren les necessitats d'aquest oli:

Taula 10-50. Llistat d'equips que necessiten oli tèrmic a 30°C.

TORRE OLI 30°C - BABCOCK WANSON TPC-1500B				
EQUIPS	CABAL MASSIC kg/h	kg/s	m³/s	m³/h
R-201	72065,39	20,02	0,0190	68,52
TOTAL	72065,39	20,02	0,0190	68,52

Taula 10-51. Potència de caldera requerida.

Cp oli kJ/kg°C	1,601
mt kg/s	20,02
Ts	30
Te	70
Cabal volumètric (m³/h)	68,52
Potència necessària Q (KW)	1281,96

Es necessita una torre que treballi com a mínim a 1281,96KW per a tractar un cabal de 68,52m³/h d'oli.

En aquesta torre, degut a que l'oli tèrmic requereix un refredament de 70°C a 30°C, aquest es farà mitjançant aigua de chiller.

Taula 10-52. Requeriment d'aigua de chiller per a la torre d'oli.

Cp aigua	5,264
Ts	30
Te	15
Cabal d'aigua de refrigeració kg/s	16,23

10.10.3 AIGUA DE REFRIGERACIÓ

A continuació es mostra un llistat dels equips que requereixen d'aigua de torre a 30°C:

Taula 10-53. Llistat d'equips que requereixen d'aigua de torre a 30°C.

TORRE REFRIGERACIÓ				
EQUIPS	CABAL MASSIC kg/h	kg/s	m3/s	m3/h
CO-301	77408,1	21,50	0,0215	77,41
CO-302	70124,9	19,48	0,0195	70,12
E-300	280537,5	77,93	0,0779	280,54
E-303	23020,8	6,39	0,0064	23,02
TOTAL	451091,30	125,30	0,1253	451,09

Taula 10-54. Potència necessària mínima a la que ha de treballar la Torre.

Cp kJ/kg°C	5,3135
mt kg/s	125,30
Ts	30
Te	45
Cabal volumètric (m3/h)	451,09
Potència necessària Q (KW)	9986,97

Com s'obté una potència elevada, a partir del model escollit de torre (TVA-520) es calcula el nombre de torres necessari.

$$n^{\circ} \text{ torres} = \frac{\text{Potència necessària calculada}}{\text{Potència tèrmica neta equip}} = \frac{9986,97 \text{ KW}}{5344 \text{ KW}} = 1,87 \approx \mathbf{2 \text{ torres}}$$

Les dues torres són conegudes com a REF-601 i REF-602. Totes dues treballen amb el mateix cabal i potència (el total entre dos).

A continuació es calcula el cabal d'aigua que s'evaporarà a les torres i haurà de ser reposat de la xarxa:

$$Q_{\text{evap}} = \frac{\text{Calor a dissipar} \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right)}{\lambda_{\text{H}_2\text{O}} \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right) \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{9986,9 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{kcal}}{4,186 \text{ kJ}} \cdot \frac{3600 \text{s}}{1 \text{h}}}{560 \cdot 1000} = 15,34 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{Equació 10.117}$$

Taula 10-55. Característiques tècniques de les torres de refrigeració sèrie TVA.

TORRES DE REFRIGERACIÓN SERIE TVA



Características técnicas:

Modelo	Potencia térmica	Caudal de aire	Número y potencia moto-ventil	Peso de la torre completa				Peso bandeja	Nivel sonoro a 5 m	Resistencias eléctricas
				con TevaFilm		con Tevaplash				
				vacío	carga	vacío	carga	vacío		
TVC	kW (1)	m³/h	Nº	kW	kW	kW	Kg	Kg	dB(A)	Nº x kW
008	84	2,13	1 x 0,37	147	347	-	-	-	50	1 x 1
009	98	2,47	1 x 0,55	148	348	-	-	-	54	1 x 1
010	113	2,87	1 x 0,75	150	350	-	-	-	57	1 x 1
012	128	2,47	1 x 0,75	156	356	-	-	-	58	1 x 1
015	138	2,81	1 x 1,1	160	360	-	-	-	60	1 x 1
016	167	4,15	1 x 0,75	190	580	240	630	-	56	1 x 1
019	187	4,75	1 x 1,1	195	585	245	635	-	59	1 x 1
021	214	4,30	1 x 1,1	205	595	300	690	-	58	1 x 1
024	241	4,90	1 x 1,5	212	602	307	697	-	62	1 x 1
026	263	5,41	1 x 2,2	215	605	310	700	-	65	1 x 1
032	324	8,90	1 x 1,5	390	1.120	480	1.210	-	59	1 x 2
038	377	9,60	1 x 2,2	395	1.125	485	1.215	-	63	1 x 2
044	438	8,87	1 x 2,2	415	1.145	595	1.325	-	63	1 x 2
048	468	9,53	1 x 3	430	1.160	610	1.340	-	64	1 x 2
052	516	10,64	1 x 4	435	1.165	615	1.345	-	68	1 x 2
058	572	11,52	1 x 3	615	2.205	870	2.460	-	64	1 x 3
062	624	12,68	1 x 4	622	2.212	875	2.465	-	66	1 x 3
068	698	14,33	1 x 5,5	630	2.220	885	2.775	-	68	1 x 3
078	794	14,45	1 x 7,5	700	2.290	1.080	2.670	-	70	1 x 3
085	853	17,15	1 x 4	1.185	3.225	1.570	3.610	435	64	1 x 3
090	931	18,86	1 x 5,5	1.200	3.240	1.585	3.625	435	66	1 x 3
102	1.024	20,95	1 x 7,5	1.230	3.270	1.615	3.655	435	69	1 x 3
111	1.113	21,27	1 x 7,5	1.250	3.290	1.730	3.770	435	70	1 x 3
120	1.218	22,16	1 x 11	1.305	3.345	1.880	3.920	435	72	1 x 3
130	1.336	27,46	1 x 11	1.460	3.960	1.940	4.440	510	71	1 x 4
142	1.437	27,02	1 x 11	1.485	3.985	2.085	4.585	510	72	1 x 4
155	1.549	28,22	1 x 15	1.555	4.055	2.275	4.775	510	73	1 x 4
170	1.707	34,29	2 x 4	2.295	6.395	3.065	7.165	805	67	2 x 3
180	1.861	37,70	2 x 5,5	2.320	6.420	3.090	7.190	805	69	2 x 3
204	2.048	41,89	2 x 7,5	2.385	6.485	3.155	7.255	805	72	2 x 3
222	2.225	42,56	2 x 7,5	2.425	6.525	3.385	7.485	805	73	2 x 3
240	2.435	44,32	2 x 11	2.540	6.640	3.695	7.795	805	75	2 x 3
260	2.672	54,90	2 x 11	2.835	7.865	4.190	8.825	955	74	2 x 4
280	2.874	54,02	2 x 11	2.885	7.915	4.685	9.115	955	75	2 x 4
310	3.097	56,45	2 x 15	3.020	8.050	4.795	9.490	955	76	2 x 4
333	3.338	63,83	3 x 7,5	3.595	9.770	5.860	11.210	1.170	75	3 x 3
360	3.653	66,49	3 x 11	3.750	9.925	6.020	11.655	1.170	77	3 x 3
390	4.008	82,36	3 x 11	4.210	11.770	6.335	13.210	1.400	76	3 x 4
420	4.311	81,04	3 x 11	4.290	11.850	7.090	13.650	1.400	77	3 x 4
465	4.646	84,67	3 x 15	4.490	12.050	7.250	14.210	1.400	78	3 x 4
520	5.344	109,83	4 x 11	5.495	15.595	8.155	17.515	1.845	77	4 x 4
560	5.748	108,05	4 x 11	5.600	15.700	9.150	18.100	1.845	78	4 x 4
620	6.194	112,87	4 x 15	5.865	15.965	9.370	18.845	1.845	79	4 x 4

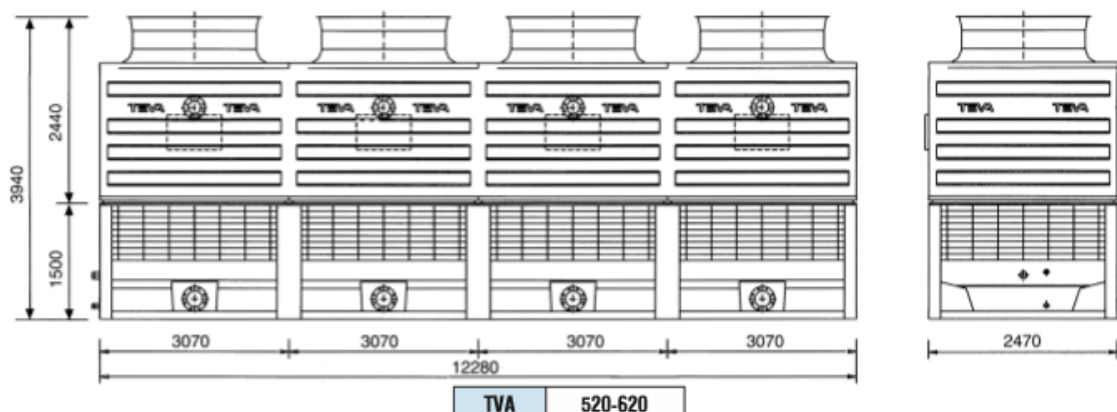


Figura 10-24. Dimensions REF-601 i REF-602.

10.10.4 AIGUA DE CHILLER

Per cobrir les necessitats d'aigua per a la refrigeració en els bescanviadors on s'ha de refredar a una temperatura inferior a 30°C serà necessari l'ús de un chiller, ja que permet refredar l'aigua a una temperatura inferior, en aquest cas es refredarà a 15°C (aigua de sortida del chiller) i l'aigua d'entrada es trobarà a 30°C.

Primer cal enumerar els equips que necessiten d'aquesta aigua per a poder calcular el cabal total necessari.

Taula 10-56. Llistat d'equips que necessiten aigua a 15°C.

CHILLER				
EQUIPS	CABAL MASSIC kg/h	kg/s	m3/s	m3/h
E-101	43501,07	12,08	0,0121	43,50
E-301	36662,62	10,18	0,0102	36,66
E-302	1267,94	0,35	0,0004	1,27
AIGUA REFR. TORRE OLI	58448,16852	16,24	0,0162	58,45
TOTAL	139879,80	38,86	0,0389	139,88

De la mateixa manera que per les calderes, és calcula la potència necessària per refredar aquesta aigua de 30°C a 15°C per a poder escollir quin tipus de Chiller cobreix les necessitats de la planta:

Taula 10-57. Potència de chiller requerida.

Cp kj/kg°C	5,264
mt kg/s	38,86
Ts	15
Te	30
Cabal volumètric (m3/h)	139,88
Potència necessària Q (KW)	3068,03

S'escull el Chiller de Carrier Evergreen 19XR. Aquest equip treballa a 5100 KW, per tant, serà necessari més d'un:

$$n^{\circ} \text{ chillers} = \frac{\text{Potència necessària calculada}}{\text{Potència tèrmica neta equip}} = \frac{3068,03 \text{ KW}}{5100 \text{ KW}} = 0,601 \approx \mathbf{1 \text{ chiller}}$$

El model de chiller que reuneix les característiques necessàries per als requeriments de la planta és el de codi 10.

Taula 10-58. Codis (models) de Chiller en funció dels pesos d'aigua admissibles.



19XR HEAT EXCHANGER WEIGHTS

Code	Number of Tubes		English								Metric (SI)			
			Dry Rigging Weight (lb)		Machine Charge				Dry Rigging Weight (kg)		Machine Charge			
	Cooler	Condenser	Cooler Only	Condenser Only	Refrigerant Weight (lb)		Water Weight (lb)		Cooler Only	Condenser Only	Refrigerant Weight (kg)		Water Weight (kg)	
					Cooler	Condenser	Cooler	Condenser			Cooler	Condenser	Cooler	Condenser
10	142	180	2,707	2,704	290	200	283	348	1228	1227	132	91	128	158
11	161	200	2,777	2,772	310	200	309	374	1260	1257	141	91	140	170
12	180	225	2,848	2,857	330	200	335	407	1292	1296	150	91	152	185
15	142	180	2,968	2,984	320	250	327	402	1346	1354	145	113	148	182
16	161	200	3,054	3,068	340	250	359	435	1385	1392	154	113	163	197
17	180	225	3,141	3,173	370	250	391	475	1425	1439	168	113	177	215
20	200	218	3,407	3,373	345	225	402	398	1545	1530	156	102	182	181
21	240	266	3,555	3,540	385	225	456	462	1613	1606	175	102	207	210
22	282	315	3,711	3,704	435	225	514	526	1683	1680	197	102	233	239
30	200	218	4,071	3,694	350	260	464	464	1847	1676	159	118	210	210
31	240	266	4,253	3,899	420	260	531	543	1929	1769	191	118	241	246
32	282	315	4,445	4,100	490	260	601	621	2016	1860	222	118	273	282
35	200	218	4,343	4,606	400	310	511	513	1970	2089	181	141	232	233
36	240	266	4,551	4,840	480	310	587	603	2064	2195	218	141	266	274
37	282	315	4,769	5,069	550	310	667	692	2163	2299	249	141	303	314
40	324	366	4,908	5,039	560	280	863	915	2226	2286	254	127	391	415
41	364	415	5,078	5,232	630	280	930	995	2303	2373	286	127	422	451
42	400	464	5,226	5,424	690	280	990	1074	2370	2460	313	127	449	487
45	324	366	5,363	5,602	640	330	938	998	2433	2541	290	150	425	453
46	364	415	5,559	5,824	720	330	1014	1088	2522	2642	327	150	460	494
47	400	464	5,730	6,044	790	330	1083	1179	2599	2742	358	150	491	535
50	431	507	5,713	6,090	750	400	1101	1225	2591	2762	340	181	499	556
51	485	566	5,940	6,283	840	400	1192	1304	2694	2850	381	181	541	591
52	519	602	6,083	6,464	900	400	1248	1379	2759	2932	408	181	566	626
55	431	507	6,257	6,785	870	490	1201	1339	2838	3078	395	222	545	607
56	485	566	6,517	7,007	940	490	1304	1429	2956	3178	426	222	591	648
57	519	602	6,682	7,215	980	490	1369	1514	3031	3273	445	222	621	687
5A	225	N/A	5,124	N/A	500	N/A	1023	N/A	2324	N/A	227	N/A	464	N/A
5B	241	N/A	5,177	N/A	520	N/A	1050	N/A	2348	N/A	236	N/A	476	N/A
5C	258	N/A	5,243	N/A	550	N/A	1079	N/A	2378	N/A	249	N/A	489	N/A
5F	225	N/A	5,577	N/A	550	N/A	1113	N/A	2530	N/A	249	N/A	505	N/A
5G	241	N/A	5,640	N/A	570	N/A	1143	N/A	2558	N/A	259	N/A	518	N/A
5H	258	N/A	5,716	N/A	600	N/A	1176	N/A	2593	N/A	272	N/A	533	N/A
60	557	648	6,719	6,764	940	420	1400	1521	3048	3068	426	191	635	690
61	599	695	6,895	6,949	980	420	1470	1597	3128	3152	445	191	667	724
62	633	741	7,038	7,130	1020	420	1527	1671	3192	3234	463	191	693	758
65	557	648	7,392	7,682	1020	510	1530	1667	3353	3484	463	231	694	756
66	599	695	7,594	7,894	1060	510	1610	1753	3445	3581	481	231	730	795
67	633	741	7,759	8,102	1090	510	1674	1838	3519	3675	494	231	759	834
70	644	781	9,942	10,782	1220	780	2008	2223	4510	4891	553	354	911	1008
71	726	870	10,330	11,211	1340	780	2164	2389	4686	5085	608	354	982	1084
72	790	956	10,632	11,612	1440	780	2286	2544	4823	5267	653	354	1037	1154
75	644	781	10,840	11,854	1365	925	2183	2429	4917	5377	619	420	990	1102
76	726	870	11,289	12,345	1505	925	2361	2619	5121	5600	683	420	1071	1188
77	790	956	11,638	12,803	1625	925	2501	2796	5279	5807	737	420	1134	1268
80	829	990	12,664	12,753	1500	720	2726	2977	5744	5785	680	327	1236	1350
81	901	1080	12,998	13,149	1620	720	2863	3143	5896	5964	735	327	1299	1426
82	976	1170	13,347	13,545	1730	720	3005	3309	6054	6144	785	327	1363	1501
85	829	990	13,804	14,008	1690	860	2951	3238	6261	6354	767	390	1339	1469
86	901	1080	14,191	14,465	1820	860	3108	3428	6437	6561	826	390	1410	1555
87	976	1170	14,597	14,923	1940	860	3271	3618	6621	6769	880	390	1484	1641

Taula 10-59. Dimensions del Chiller en funció del codi (model) escollit.

Dimensions



19XR DIMENSIONS (Nozzle-in-Head Waterbox)

HEAT EXCHANGER SIZE	A (Length, with Nozzle-in-Head Waterbox)						19XR B (Width)		19XR C (Height)		19XRV B (Width)		19XRV C (Height)	
	1-Pass		2-Pass*		3-Pass		ft-in.	mm	ft-in.	mm	ft-in.	mm	ft-in.	mm
	ft-in.	mm	ft-in.	mm	ft-in.	mm								
10 to 12	11-11	3632	11-4	3464	11-11	3632	5-2 ⁷ / ₈	1597	6-1 ¹ / ₄	1861	5-2 ⁷ / ₈	1597	7-3	2210
15 to 17	14-2 ¹ / ₂	4331	13-7 ¹ / ₂	4163	14-2 ¹ / ₂	4331	5-2 ⁷ / ₈	1597	6-1 ¹ / ₄	1861	5-2 ⁷ / ₈	1597	7-3	2210
20 to 22	12-0 ¹ / ₂	3670	11-5 ¹ / ₈	3483	12-0 ¹ / ₂	3670	5-6 ⁷ / ₁₆	1688	6-3 ¹ / ₄	1911	5-6 ⁷ / ₁₆	1688	7-10 ¹ / ₄	2394
30 to 32†	14-4	4369	13-8 ⁵ / ₈	4182	14-4	4369	5-7 ³ / ₁₆	1707	6-9 ⁵ / ₈	2073	5-6 ⁷ / ₁₆	1688	7-6 ³ / ₄	2305
30 to 32**	14-4	4369	13-8 ⁵ / ₈	4182	14-4	4369	5-7 ³ / ₁₆	1707	6-9 ⁵ / ₈	2073	5-6 ¹ / ₈	1680	7-6 ³ / ₄	2305
35 to 37†	16-0 ¹ / ₂	4889	15-5 ¹ / ₈	4703	16-0 ¹ / ₂	4889	5-7 ³ / ₁₆	1707	6-9 ⁵ / ₈	2073	5-6 ⁷ / ₁₆	1688	7-6 ³ / ₄	2305
35 to 37**	16-0 ¹ / ₂	4889	15-5 ¹ / ₈	4703	16-0 ¹ / ₂	4889	5-7 ³ / ₁₆	1707	6-9 ⁵ / ₈	2073	5-6 ¹ / ₈	1680	7-6 ³ / ₄	2305
40 to 42	14-10	4521	14-3 ⁵ / ₈	4360	14-6 ³ / ₄	4439	6-3 ¹ / ₈	1908	7-0 ³ / ₄	2153	6-2	1880	7-11	2413
45 to 47	16-6 ¹ / ₂	5042	16-0 ¹ / ₈	4880	16-3 ¹ / ₄	4959	6-3 ¹ / ₈	1908	7-0 ³ / ₄	2153	6-2	1880	7-11	2413
50 to 52**	14-11	4546	14-5	4395	14-7 ¹ / ₄	4451	6-8 ⁷ / ₈	2054	7-2 ³ / ₈	2194	6-6 ¹ / ₂	1994	8-6 ³ / ₄	2610
50 to 52††	14-11	4546	14-5	4395	14-7 ¹ / ₄	4451	6-8 ⁷ / ₈	2054	7-2 ³ / ₈	2194	6-7 ⁷ / ₈	2029	8-6 ³ / ₄	2610
5A to 5C	14-11	4546	14-5	4395	14-7 ¹ / ₄	4451	6-8 ⁷ / ₈	2054	7-2 ³ / ₈	2194	6-8 ⁷ / ₈	2054	8-6 ³ / ₄	2610
55 to 57**	16-7 ¹ / ₂	5067	16-1 ¹ / ₂	4915	16-3 ³ / ₄	4972	6-8 ⁷ / ₈	2054	7-2 ³ / ₈	2194	6-6 ¹ / ₂	1994	8-6 ³ / ₄	2610
55 to 57††	16-7 ¹ / ₂	5067	16-1 ¹ / ₂	4915	16-3 ³ / ₄	4972	6-8 ⁷ / ₈	2054	7-2 ³ / ₈	2194	6-7 ⁷ / ₈	2029	8-6 ³ / ₄	2610
5F to 5H	16-7 ¹ / ₂	5067	16-1 ¹ / ₂	4915	16-3 ³ / ₄	4972	6-8 ⁷ / ₈	2054	7-2 ³ / ₈	2194	6-8 ⁷ / ₈	2054	8-6 ³ / ₄	2610
60 to 62	15-0	4572	14-5 ³ / ₄	4413	14-7 ³ / ₄	4464	6-0 ⁵ / ₈	2124	7-4 ³ / ₈	2245	6-10 ⁵ / ₈	2124	8-9 ⁷ / ₈	2689
65 to 67	16-8 ¹ / ₂	5072	16-2 ¹ / ₄	4934	16-4 ¹ / ₄	4985	6-0 ⁵ / ₈	2124	7-4 ³ / ₈	2245	6-10 ⁵ / ₈	2124	8-9 ⁷ / ₈	2689
70 to 72††	17-1 ¹ / ₂	5219	16-11 ¹ / ₂	5169	16-10	5131	7-11 ¹ / ₂	2426	9-9 ¹ / ₂	2972	9-1 ³ / ₈	2778	10	3048
70 to 72**	17-1 ¹ / ₂	5219	16-11 ¹ / ₂	5169	16-10	5131	7-11 ¹ / ₂	2426	9-9 ¹ / ₂	2972	9-3 ⁵ / ₈	2835	10	3048
75 to 77	19-1 ¹ / ₂	5829	18-11 ¹ / ₂	5779	18-10	5740	7-11 ¹ / ₂	2426	9-9 ¹ / ₂	2972	9-3 ⁵ / ₈	2835	10	3048
80 to 82	17-4 ¹ / ₂	5296	17-1	5205	16-10 ¹ / ₂	5143	8-10 ³ / ₄	2711	9-11 ¹ / ₄	3029	10-0 ⁹ / ₁₆	3063	10	3048
85 to 87	19-4 ¹ / ₂	5905	19-1	5817	18-10 ¹ / ₂	5753	8-10 ³ / ₄	2711	9-11 ¹ / ₄	3029	10-0 ⁹ / ₁₆	3063	10	3048

19XR DIMENSIONS

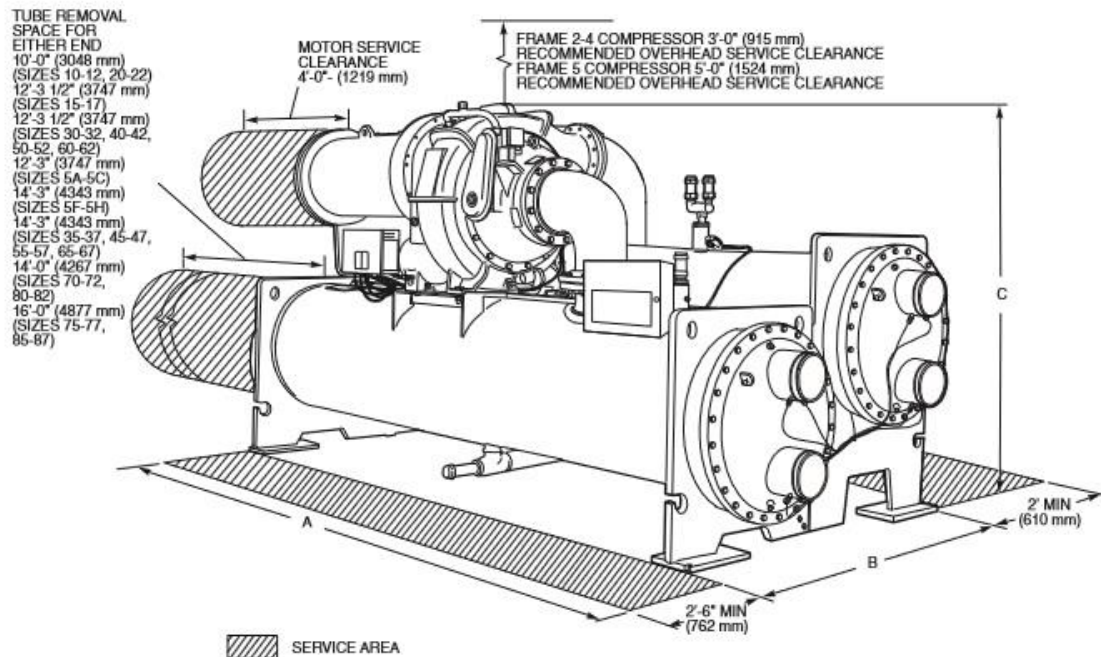


Figura 10-25. Esquema del Chiller Evergreen 19XR.

10.10.5 GAS NATURAL

La caldera d'oli tèrmic a 420°C requereix de gas natural per escalfar-se. Per calcular la quantitat de gas necessària s'empra la següent equació:

$$M_{gas} = \frac{Q}{PCI \cdot \eta} = 481.34 \frac{m^3}{h} \quad \text{Equació 10.118}$$

On:

Q és el calor a subministrar pel gas natural (3425,51 KW).

PCI és el poder calorífic inferior (8,18 KWh/m³).

η és el rendiment (87%).

10.11 AVALUACIÓ ECONÒMICA

10.11.1 CONSIDERACIONS GENERALS

S'ha considerat que el canvi de divisa Dolar/Euro es de 1.22 dolars per euro.

Els valors del CEPCI que s'han utilitzat als següents apartats són els següents:

Taula 10-60. Valors corresponents al CEPCI.

CE SEPT 2014	580,2
CE 2006	499,6
CEPCI 2002	395,6
CEPCI 1970	125,7

10.11.2 CÀLCUL DELS PREUS DELS EQUIPS I MAQUINÀRIA

10.11.2.1 TANCs D'EMMAGATZEMATGE, PULMONS, DIPÒSITS INTERMEDIIS, FLASH I MIXER

El càlcul dels preus dels tancs d'emmagatzematge es calcularà mitjançant el mètode de Happel, el seu paràmetre característic es el volum del recipient. Es calcularà mitjançant la següent equació.

$$Preu Tanc = 1250 \cdot (264.17 \cdot V \cdot 10^{-3})^{0.6} \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{1970}} \right) \cdot \frac{€}{\$} \quad \text{Equació 10.119}$$

On:

Preu del tanc en euros(€)

V és el volum del tanc (m³)

10.11.2.2 INTERCANVIADORS DE CALOR (Carcassa i tubs i condensadors)

Com el reactor es dissenya com a un bescanviador de calor, el preu es calcula de la mateixa manera.

El càlcul dels preus dels intercanviadors de calor de carcassa i tubs, es farà mitjançant el mètode de les correlacions. Es calcularà mitjançant la següent equació.

$$\text{Preu intercanviadors de calor} = 24000 + 46 \cdot (\text{Àrea Bescanvi})^{1.2} \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}}$$

Equació 10.120

On:

Preu intercanviador de calor en euros (€)

Àrea Bescanvi és l'àrea de bescanvi de calor (m²)

10.11.2.3 INTERCANVIADOR DE DOBLE TUB

L'intercanviador de doble tub també es calcula mitjançant el mètode de les correlacions, l'equació utilitzada serà la següent.

$$\text{Preu intercanviador de doble tub} = 1600 + 2100 \cdot (\text{Àrea Bescanvi})^1 \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}}$$

Equació 10.121

On:

Preu intercanviador de doble tub en euros (€)

Àrea Bescanvi és l'àrea de bescanvi de calor (m²)

10.11.2.4 TORRES DE RECTIFICACIÓ

El càlcul de preu per a les torres de rectificació es calcularà mitjançant el mètode de les correlacions, tenint en compte que les torres constaran de un recipient a pressió i els plats de vàlvules. Es calcularà a un 50% més del valor calculat degut a que s'utilitza AISI-316 L. La equació utilitzada ha sigut la següent:

$$\text{Preu TR} = 1.5((15000 + 68 \cdot (\text{Pes Equip})^{0.85}) + n \cdot (-180 + 340 \cdot (\text{Diametre})^{1.9}) \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}}}$$

Equació 10.122

On:

Preu TR és preu torre de rectificació (€)

Pes equip és el pes del recipient (Kg)

N és el numero de plats

Diàmetre és el diàmetre dels plats (m)

10.11.2.5 REBOILERS

Per a calcular el preu dels reboilers s'utilitzarà el mètode algorítmic, les equacions utilitzades seran les següents:

$$C = 1.218 \cdot fd \cdot fp \cdot fm \cdot Cb \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2002}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}} \quad \text{Equació 10.123}$$

$$fd = 1.35$$

$$fp = 0.7771 + 0.04981(\ln A)$$

$$fm = 0.8603 + 0.15984 (\ln A)$$

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

On:

C és el preu del reboiler (€)

A és l'àrea de bescanvi del reboiler (ft²)

10.11.2.6 BOMBES

El càlcul de les bombes també es farà mitjançant el mètode de les correlacions, però en aquest cas es calcularà mitjançant dos paràmetres característic. Un per a calcular el preu del motor i un altre per a la bomba centrífuga. El paràmetre normal es multiplicarà per 1,15 causa de que les bombes son atex.

$$\text{Preu Bomba} = 1.15((6900 + 206 \cdot (Q_{\text{bomba}})^{0.9}) + (-950 + 1770 \cdot (P_{\text{bomba}})^{0.6}) \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}})$$

Equació 10.124

On:

Preu bomba en euros (€)

Qbomba és el caudal de la bomba (l/s)

Pbomba és la potència de la bomba (kW)

10.11.2.7 COMPRESSORS

El càlcul de les bombes es calcula mitjançant el mètode de les correlacions, es tindrà en compte la potència del motor com a paràmetre característic. El paràmetre normal es multiplicarà per 1,15 causa de que les bombes son atex.

$$Preu Compressor = 490000 + 16800 \cdot (P_{compressor})^{0.6} \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}} \quad \text{Equació 10.125}$$

On:

Preu Compressor en euros (€)

P_{compressor} és la potència del compressor (kW)

10.11.2.8 AGITADOR

El càlcul de l'agitador es realitzarà mitjançant el mètode de les correlacions, el paràmetre característic serà la potència. La equació per a calcular el preu serà la següent.

$$Preu agitador = 15000 + 990 \cdot (P_{agitador})^{1.05} \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}} \quad \text{Equació 10.126}$$

On:

Preu agitador en euros (€)

P_{agitador} és la potència de l'agitador (kW)

10.11.2.9 TORRES DE REFRIGERACIÓ

El càlcul del preu de les torres de refrigeració es realitzarà mitjançant el mètode de les correlacions, l'equació utilitzada serà la següent:

$$Preu Torre = 150000 + 1300 \cdot (Q)^{0.9} \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2007}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}} \quad \text{Equació 10.127}$$

On:

Preu Torre és el preu torre de refrigeració (€)

Q és el cabal d'aigua (l/s)

10.11.2.10 TORRE DE REFRIGERACIÓ D'OLI TÈRMIC

El càlcul del preu de la torre de refrigeració es farà mitjançant el mètode de Happel. La equació utilitzada serà la següent:

$$Preu torre oli tèrmic = 476 \cdot (Q)^{0.6} \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{1970}} \right) \cdot \frac{\text{€}}{\text{\$}} \quad \text{Equació 10.128}$$

On:

Preu torre oli tèrmic és el preu Torre de refrigeració (€)

Q és el cabal d'oli tèrmic (gal/min)

PLANTA PER A LA PRODUCCIÓ DE CUMÈ



VOLUM XI: BIBLIOGRAFIA

ÍNDEX

11. BIBLIOGRAFIA	2
11.1. LLIBRES	2
11.2. ARTICLES I PATENTS	3
11.3. WEBS	4

11. BIBLIOGRAFIA

11.1. LLIBRES

- Perry R., Green D.W. Chemical engineer's handbook Ed. Mc Graw Hill (1999)
- Elements of Chemical Reaction Engineering, H. Scott Fogler, 4th Ed – Ed. Pearson (2005)
- Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern- 31th Ed. – Ed. Continental (1999)
- Ingeniería Procesos Separación, P.C. Wankat. Prentice Hall, EE.UU. (2008).
- Operaciones de Separación en Ingeniería Química (Métodos de Calculo) – Ed. Prentice Hall
- Levenspiel, O., Ingeniería de las Reacciones Químicas, Reverté (1974)
- Meyer 's Handbook of Petroleum Refining Processes , McGraw - Hill, 2nd Ed, (1997)
- Chemical Process Design: Computer-Aided Case Studies, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA (2008)
- ANSI / ISA- 5.1 1984 (R1992), Instrumentation Symbols and Identification.
- Economía de los procesos químicos, J. Happel, D.J. Jordan. Reverte, Barcelona (1981)
- Codi ASME
- Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 7th Ed. (2011)
- Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology 4th Ed. 1998
- Diseño y cálculo de recipientes a presión. Ing. Juan Manuel León Estrada 2001.

11.2. ARTICLES I PATENTS

- Economic Design and Optimization of Zeolite-Based Cumene Production Plant, Taylor & Francis Group
- Design and Control of the Cumene Process, Ind. Eng. Chem. Res.2010,49,719–734
- PATENT US2008/0289946 A1 – APPARATUS FOR PRODUCING ETHYLBENZENE OR CUMENE
- PATENT US2008/0293982 A1 - PROCESS FOR PRODUCING CUMENE

11.3. WEBS

- www.atlascopco.com
- www.matche.com
- www.insht.es
- www.sulzer.com
- www.bde.es
- www.platts.com
- www.dow.com
- www.sterlingsihi.com
- www.grundfos.com
- www.impeller.net
- www.ebara.com
- www.anwo.com
- www.itur.com
- www.axflow.com
- www.babcock-watson.es
- www.carriercca.com
- www.alibaba.com
- www.spiraxsarco.com
- www.alfa.com
- <http://gpinch.sourceforge.net/pinch/node24.htm>
- es.wikipedia.org
- <http://www.monografias.com/trabajos93/procedimientos-diseno-intercambiadores-calor-tubo-y-coraza/procedimientos-diseno-intercambiadores-calor-tubo-y-coraza.shtml>
- <http://www.chineserefrigeration.es/>
- www.gencat.cat
- www.boe.es
- <http://echa.europa.eu/>
- www.ihobe.eus
- <http://www.ecotec.es/docs/eliminacion-de-covs-por-oxidacion-termica-itas.pdf>
- <http://www.traficoadr.com/>