

DISSENY D'UNA PLANTA PILOT DE GASIFICACIÓ UTILITZANT RESIDUS D'UNA COOPERATIVA OLEÍCOLA

Treball de Fi de Grau

Identificador: TFGEQ_2216_mmartin

Estudiant: Manel Martín Domènech

Tutor acadèmic: Luca Sanminiatelli Salas

Tutor de l'empresa: Joan Carles Bruno Argilaguet

Grau: Enginyeria Química

Tarragona, 31 d'agost de 2022

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

Vist i plaü pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.

TÍTOL DEL TFGEQ: Disseny d'una planta pilot de gasificació utilitzant residus d'una cooperativa oleícola.....

SUBTÍTOL

AUTOR:Manel Martín Domènech.....

CURS ACADÈMIC: 2021/2022

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Luca Sanminiatelli

en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera que el TFGEQ

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:

Luca

Sanminiatelli

Firmado digitalmente por Luca Sanminiatelli

Fecha: 2022.08.30 11:53:33 +02'00'

Data:

30/8/2022

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/Na, en la seva capacitat de supervisor extern^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa

^(*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció

Signatura:

BRUNO ARGILAGUET
JUAN CARLOS -
39865231K

Firmado digitalmente por
BRUNO ARGILAGUET JUAN
CARLOS - 39865231K
Fecha: 2022.08.30 18:59:30
+02'00'

Data:

Índex

ABSTRACT.....	3
AGRAIMENTS.....	4
1. INTRODUCCIÓ.....	5
2. ETAPA PRELIMINAR.....	6
2.1. Descripció del projecte.....	6
2.2. Abast del projecte.....	6
2.3. CREVER.....	6
2.4. Antecedents històrics.....	7
2.5. Estudi d'alternatives.....	8
2.5.1. Tecnologies de gasificació.....	8
2.6. Planificació inicial del projecte.....	9
3. BASES PEL DESENVOLUPAMENT DEL PROJECTE.....	11
3.1. Bases de disseny.....	11
3.1.1. Caracterització de l'alimentació.....	11
3.1.2. Selecció de gasificador.....	18
3.1.3. Capacitat i flexibilitat operativa.....	19
3.1.4. Condicions de treball.....	20
3.1.5. Normatives de disseny aplicades.....	20
3.1.6. Altres criteris de disseny.....	20
3.2. Dades bàsiques pel desenvolupament de l'enginyeria.....	20
4. DESENVOLUPAMENT DE L'ENGINYERIA BÀSICA.....	21
4.1. Elaboració dels diagrames.....	21
4.1.1. Diagrama de blocs.....	21
4.1.2. Diagrama de simulació.....	21
4.1.3. Diagrama de Flux de Procés (PFD).....	28
4.2. Disseny bàsic.....	36
4.2.1. Disseny de canonades.....	36
4.2.2. Disseny de la instrumentació i del control.....	39
4.2.3. Disseny d'equips.....	47
5. MODELITZACIÓ.....	53
5.1. Procés de modelització.....	53
5.2. Model d'equilibri termodinàmic.....	54
5.3. Condicions de partida del model.....	55

5.3.1.	Aproximacions del model	57
5.3.2.	Representació biomassa	57
5.3.3.	Ratis dels paràmetres d'entrada	58
5.3.4.	Balanç de matèria	59
5.3.5.	Producció de <i>tar</i> i <i>char</i>	60
5.3.6.	Balanç d'energia	62
5.3.7.	Constants d'equilibri	62
5.3.8.	Resultats i comparació amb Aspen	63
6.	SEGURETAT PERSONAL I MANTENIMENT DE LES INSTAL·LACIONS	64
7.	MANUALS.....	68
8.	VIABILITAT TÈCNICA I ECONÒMICA	70
8.1.	Viabilitat tècnica	70
8.2.	Viabilitat econòmica	70
9.	CONCLUSIONS.....	71
10.	REFERÈNCIES I BIBLIOGRAFIA	72
	ANNEXOS.....	76
A.1.	PLANIFICACIÓ FINAL	77
A.2.	RESULTATS AGROLAB.....	77
A.3.	DISSENY CANONADES I BOMBA	83
A.3.1.	Diàmetre canonades	83
A.3.2.	Selecció bomba	83
A.4.	MODEL GASIFICADOR EES	85
A.4.1.	Reacció global de gasificació	85
A.3.2.	Codi EES	86

ABSTRACT

With the growing demand for energy and fuels, biomass, as a renewable resource of raw materials and clean energy, plays a vital role in supplying energy and reducing greenhouse gases. For that reason, the aim of this project is to design a biomass gasification pilot plant fuelled with Agri-food cooperatives wastes to produce synthetic gas (syngas).

A key factor of this project, is to use the olive oil waste of the local mills to study the possible implantation of this technology in a near future and, also find a way to improve the contribution of the renewable energy in the Spanish's energy mix.

The design of the pilot plant is focused on the gasifier and the cleaning of syngas produced, in addition, there is a wastewater treatment zone for the recirculation of the water that has been presented and can be designed into a future project. Pipes, valves, and instrumentation have been designed for the gasification zone, and it also includes the plant's control for different working conditions.

A simulation and modelling part (via Aspen Plus and EES respectively) have been developed to study the changes of syngas composition and temperature of operation with the changes of in biomass and gasification agent inlet. The model developed with EES will be used in future projects that follow this line of research.

An initial inversion of the project has been calculated, obtaining a cost for the principal equipment's of 21.400 €.

The present project has been elaborated with CREVER research group, as a part of a R&D contract co-financed by the URV university and the Diputació de Tarragona.

AGRAIMENTS

L'elaboració d'aquest projecte ha sigut possible gràcies a la col·laboració de l'Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química (etsEQ) i el grup de recerca CREVER de la Universitat Rovira i Virgili (URV) amb les següents entitats:

- Fundació URV.
- Diputació de Tarragona.
- Cooperativa Agrícola de Montbrió del Camp.
- AGROLAB Medioambiente S.L.U.

Especial agraïment a Luca Sanminiatielli i Joan Carles Bruno per la contínua tutela i suport que m'han brindat al llarg d'aquest projecte.

1. INTRODUCCIÓ

Aquest treball de fi de grau se centra en el disseny d'una planta pilot per la revalorització dels residus agrícoles que es generen en territori local (camp de Tarragona i Terres de l'Ebre). Aquests residus seran utilitzats com a matèria primera per a la producció de gas sintètic (*bio-syngas*, en endavant *syngas*), el qual es pot transformar en diferents productes d'interès tals com, energia elèctrica i tèrmica, gas renovable, metanol o hidrocarburs.

Taula 1.1. Identificació del projecte.

Títol	Disseny d'una planta pilot de gasificació utilitzant residus d'una cooperativa oleícola
Identificador	TFGEQ_2216
Tutor acadèmic	Luca Sanminiatelli Salas
Tutor de l'empresa	Joan Carles Bruno Argilaguet
Localització i data	Tarragona, 31 d'agost de 2022
Autor	Manel Martín Domènech

2. ETAPA PRELIMINAR

En aquest apartat es defineixen les característiques generals del projecte, així com també l'enfocament que se li ha donat i la seva planificació.

2.1. Descripció del projecte

El projecte consisteix en el disseny d'una planta pilot per a donar sortida al processat d'oli d'oliva, produint *syngas* el qual s'aprofitaria per a produir, entre altres, energia elèctrica, calor i fred. D'igual forma, també s'estudiarà la viabilitat del projecte per una futura implementació a escala industrial.

El funcionament de la planta pilot consistirà en el tractament dels residus agrícoles (sansa, pinyols, restes de poda...) mitjançant el procés de la gasificació. En aquest, la biomassa, juntament amb un agent gasificant (aire, vapor...), a través de diverses reaccions, forma el *syngas*, i com a sub-productes principals, es generen *ash* (cendres), *tars* (quitrans) i *char* (carbó vegetal), dels quals una part es disposa en el fons del gasificador. Degut a que és necessari la purificació del *syngas* per poder donar-li més usos, aquest s'envia a un cicló on se separa part de la cendra que ha sigut arrastrada amb el *syngas*. Seguidament es refreda el corrent de *syngas* amb un bescanviador de calor i passa a la zona d'acondicionament, on es separa les possibles partícules de cendres restants, juntament amb els *tars* i els possibles compostos inorgànics.

2.2. Abast del projecte

L'abast del projecte consta del disseny de les operacions unitàries més rellevants del procés, la realització del PFD, PCD i PI&D, el control de la planta, la simulació i modelització del procés, la realització dels manuals d'operació i manteniment i, per últim, la valoració de la viabilitat tècnica i econòmica de la planta pilot.

Per l'elaboració del disseny, s'ha tingut en compte les propietats dels residus, de tal forma que també s'ha dut a terme una caracterització de diverses mostres (consultar l'apartat 3.1.1. *Caracterització de l'alimentació*).

2.3. CREVER

CREVER (ref. 1) és un grup de recerca multidisciplinària de la Universitat Rovira i Virgili de Tarragona que desenvolupa activitats d'investigació i formació de postgrau en Sistemes de Poligeneració Distribuïda d'Energia en edificis i indústries per a aconseguir una alta eficiència energètica i una adequada utilització d'energies renovables.

Va iniciar les seves activitats en 1989. Des de 1994 ha estat reconegut com un Grup d'Investigació Consolidat per la Direcció General d'Investigació de la Generalitat de Catalunya. Aquests grups es caracteritzen per la qualitat i coherència de la seva tasca investigadora, acreditada a través de les seves publicacions i participacions en projectes de recerca i transferència, així com de difusió de coneixements i resultats a la societat.

A nivell acadèmic, lidera una àmplia oferta d'estudis de postgrau, mestratge i doctorat d'alta qualitat amb col·laboració amb altres grups i universitats d'àmbit estatal i internacional. Aquests estudis se centren en tècniques energètiques, de climatització, refrigeració i integració d'energies renovables aplicades al desenvolupament de productes i processos productius, amb la finalitat de donar resposta a la demanda social i empresarial d'experts i especialistes en aquests àmbits.

Treballa per a la transferència de tecnologia i coneixements orientada a la societat en general i al sector empresarial, especialment amb empreses de refrigeració i aire condicionat, d'energies renovables, d'enginyeria energètica i de processos. L'objectiu és contribuir de manera favorable a l'estructura socioeconòmica del nostre entorn. Aquesta activitat es materialitza amb convenis

i contractes de assessorament, realització d'estudis i prestació de serveis a empreses i administracions que ho sol·liciten per a desenvolupar nous productes, processos o prototips.

2.4. Antecedents històrics

El procés de producció de l'oli d'oliva és una indústria que històricament s'estén al llarg dels països Mediterranis. D'entre tots els països, Espanya compta amb la major superfície de cultiu, amb més de 2,7 milions d'hectàrees, la qual és més de la meitat de l'àrea utilitzada en tota Europa. En termes de producció, també és el líder mundial, amb una producció anual mitja d'1,39 milions de tones en els últims 5 anys (ref. 2).

En Espanya, els cultius d'oliva estan dividits en deu grans zones (ref. 3), on la delimitació geogràfica inclou les veritats més representatives d'aquestes. En la comunitat autònoma de Catalunya es troben dues zones, la zona Tortosa-Castelló i l'Arbequina. La zona Tortosa-Castelló la formen les províncies de Baix Ebre-Montsià, juntament al la província Valenciana de Castelló, on la major part de les varietats són autòctones, tals com la Farga, Sevillenca i Morrut. La zona Arbequina, que compren la resta de províncies de Catalunya juntament amb les Illes Balears, domina la varietat Arbequina, reconeguda per que produeix olis de molt bona qualitat, encara que també es troben altres varietats locals com la Verdiell, Empeltre i Argudell. Aquests fets són de rellevant importància, ja que les característiques de cada varietat, tenen un paper important a l'hora de realitzar el disseny dels equips.

La cadena de producció de l'oli d'oliva consta de diferents passos, en els quals es generen diversos subproductes (sobretot durant la fase agrícola i la de producció d'oli en la cooperativa), que actualment no tenen moltes sortides i s'acaben tractant com residus. En la figura 2.1, es mostra un diagrama amb els productes i subproductes d'un dels mètodes més d'extracció de l'oli d'oliva utilitzats en Espanya (extracció continua en dues fases).

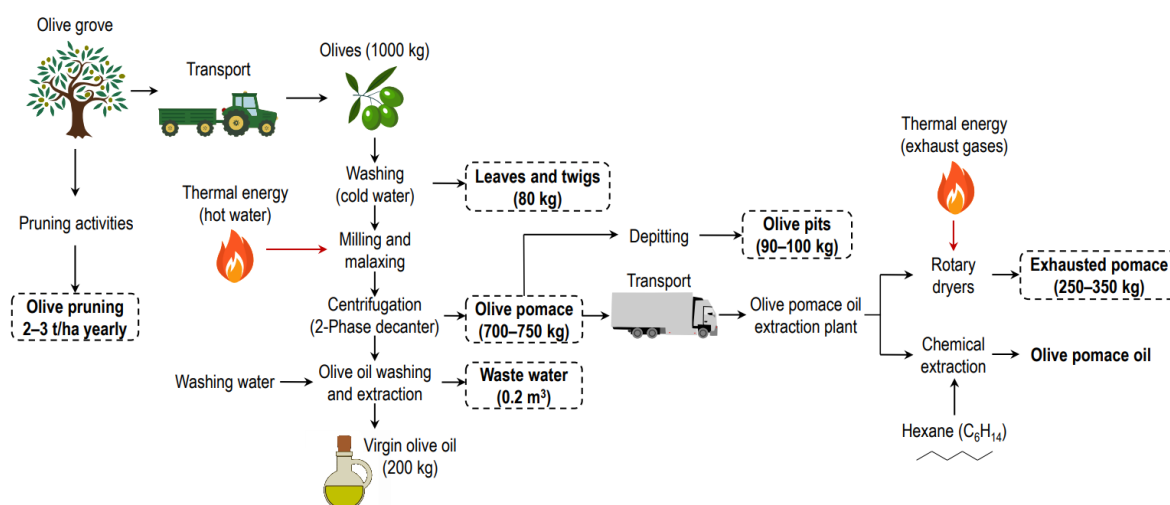


Figura 2.1. Esquema dels productes i subproductes generats durant la producció d'oli d'oliva amb el procés d'extracció en dues fases (ref. 4).

S'estima que per cada 100 kg d'olives que arriba a una cooperativa, 10 kg són restes de fulles i rames, 70 kg surten en forma de sansa i només 20 kg acaben en forma d'oli d'oliva per al consum. En mitjana, els residus que es generen per la poda dels oliveres són d'unes tres tones per hectàrea (ref. 4), i com a resultat, anualment espanya produeix entre 5-7 milions de tones de residus de poda, els quals són tractats com residus.

En front a aquesta situació, aquest TFG vol donar una nova sortida a aquests subproductes per tal de poder convertir aquests residus amb un producte de valor.

2.5. Estudi d'alternatives

El tractament de la biomassa per tal d'obtenir un producte d'interès, es pot classificar segons el tipus de procés de conversió se li apliqui. Tal com es mostra en la figura 2.2, es diferencien quatre tipus de conversions: l'extracció física, la biològica o bioquímica, la química i la termoquímica. Cadascuna d'aquestes compta amb les seves avantatges i desavantatges, però els factors principal per la decisió de quina tipus utilitzar, depenen del producte final que es vulgui obtenir i de les característiques de la biomassa que s'utilitza com a matèria primera.

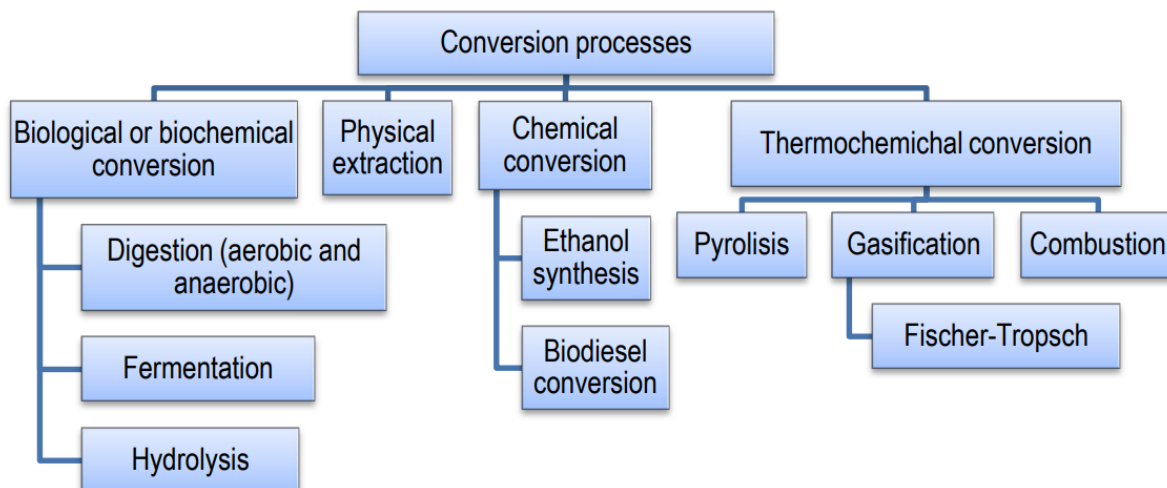


Figura 2.2. Esquema de les alternatives dels processos de conversió de la biomassa (ref. 5).

Segons les característiques del residu, és més adequat per un tipus de procés per la seva utilització. En el cas d'estudi d'aquest TFG, es centra en el procés termoquímic de la gasificació, ja que les matèries primeres estudiades són les restes de poda i els pinyols.

Tenint en compte que les matèries primeres que es volen estudiar són les restes de poda i els pinyol, aquest TFG es centra en el procés termoquímic de la gasificació.

2.5.1. **Tecnologies de gasificació**

La gasificació és un procés termoquímic que es basa en la conversió de matèria orgànica, la biomassa, en una mescla de gasos, anomenat *syngas*. La composició d'aquest *syngas* es pot dividir en dos parts principals, una que conté gasos combustibles com l'hidrogen, el monòxid de carboni i el metà, i l'altra que conté gasos no combustibles com el diòxid de carboni i el nitrogen.

La classificació del procés de gasificació és pot dur a terme de diverses formes: pel disseny del reactor, la font de calor, la pressió o l'agent gasificant, tal com es mostra en la figura 2.3.

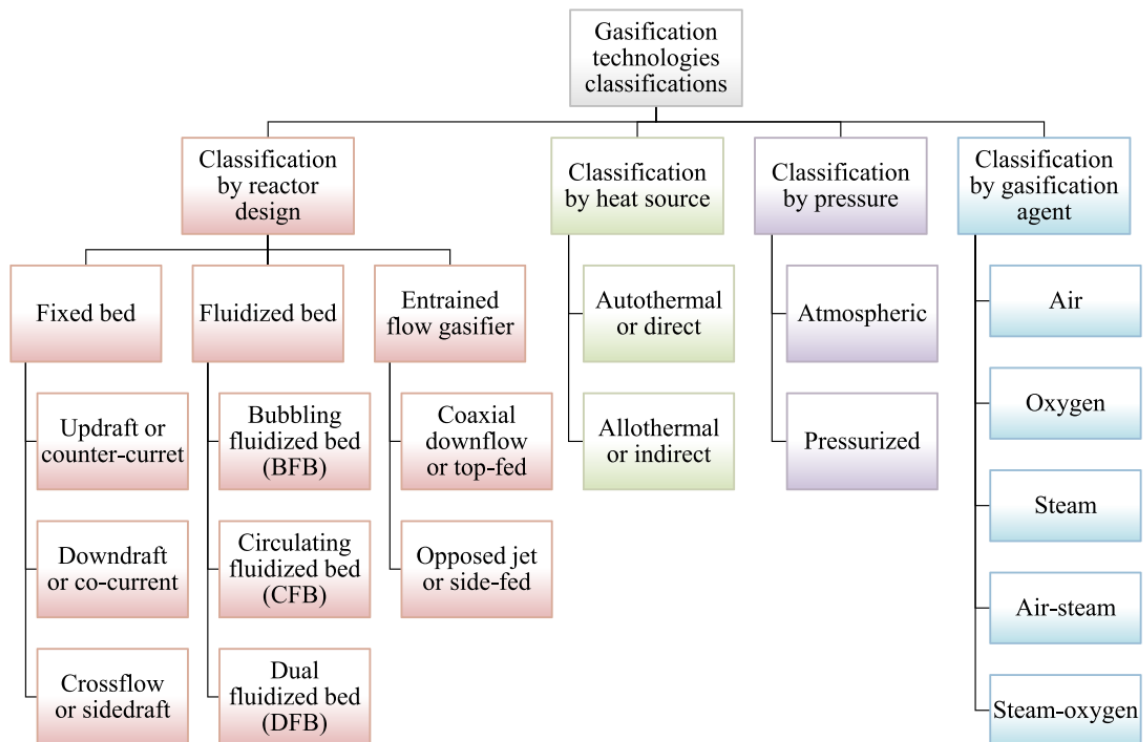


Figura 2.3. Esquema de la classificació de les tecnologies de gasificació (ref. 6).

En aquest projecte, es centra en la classificació pel tipus de reactor, o dit d'un altra forma, pel tipus de contacte entre el sòlid i el gas. Actualment, principalment s'utilitzen 3 tecnologies: *fixed/moving bed*, *fluidized bed* i *entrained bed*. Cadascuna d'aquestes tecnologies té les seves peculiaritats i un tipus de gasificador pot no ser adient en diferents condicions de disseny, per tant, hi ha un rang de potència adient per a cadascun. Tal i com s'observa a la figura 2.4, per instal·lacions de baixa potència (10 kWh – 10 MWh) els gasificadors tipus *fixed bed* són els més adients.

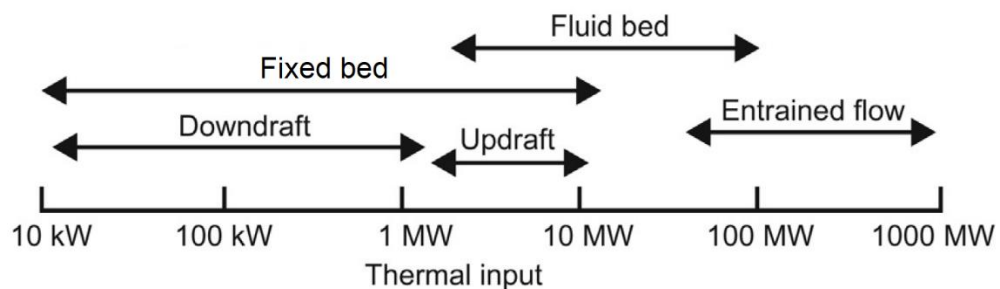


Figura 2.4. Esquema de la classificació de les tecnologies de gasificació (ref. 7).

2.6. Planificació inicial del projecte

En la següent pàgina, es troba el diagrama de Gantt preliminar (figura 2.5) en el qual es mostra la planificació inicial de les diferents tasques. Durant el transcurs del projecte s'han realitzat diverses modificacions, les quals es recullen en el diagrama de Gantt final en l'annex A.1. *PLANIFICACIÓ FINAL*.

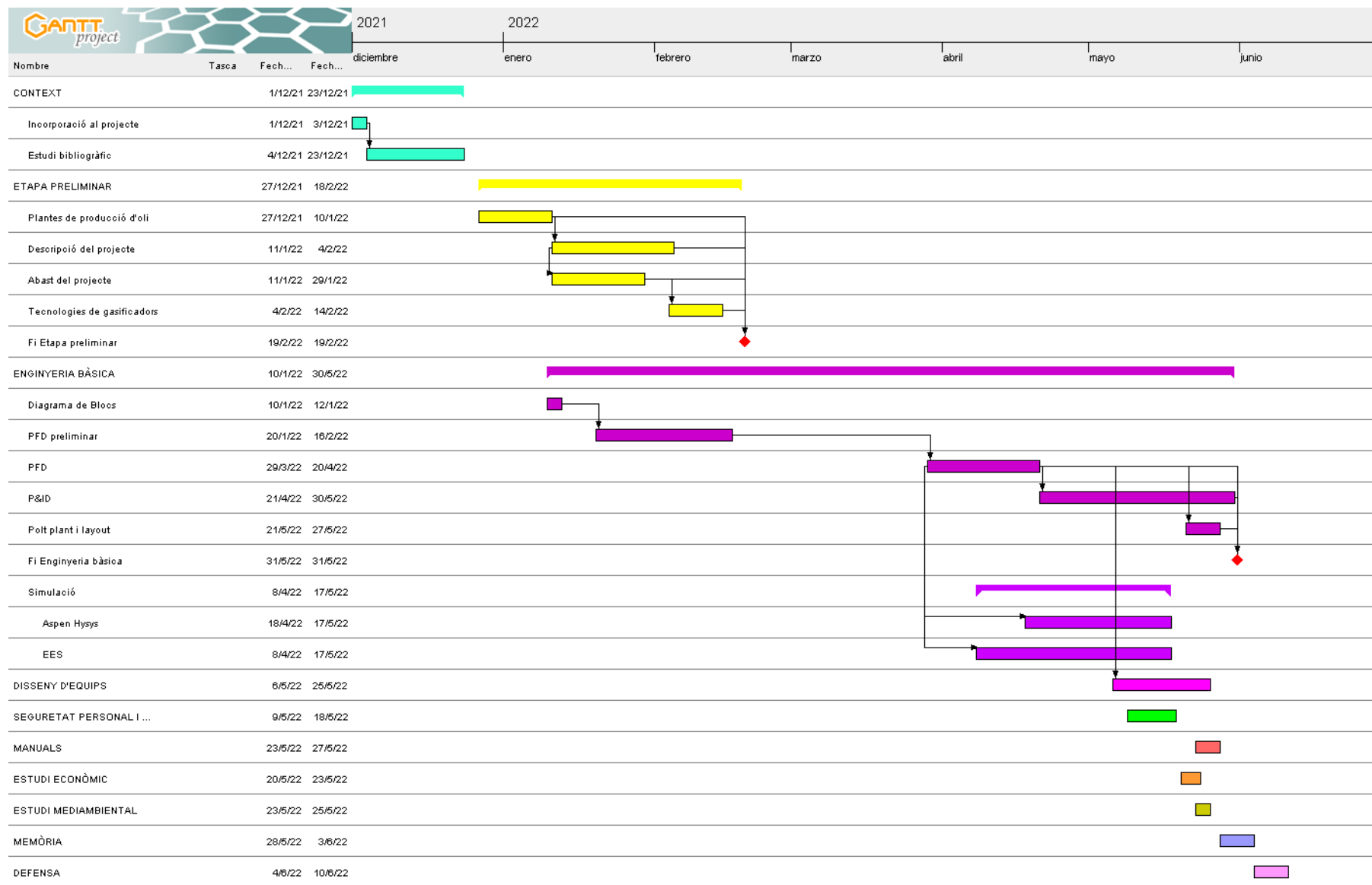


Figura 2.5. Diagrama de Gantt preliminar del projecte.

3. BASES PEL DESENVOLUPAMENT DEL PROJECTE

3.1. Bases de disseny

En aquest apartat, es mostra l'especificació de l'alimentació, els pinyols d'oliva, juntament amb les bases de disseny utilitzades en el projecte.

3.1.1. Caracterització de l'alimentació

Per tal de dur a terme una correcta modelització dels diferents equips amb la fiabilitat més gran possible, és necessari que les especificacions de l'alimentació corresponguin amb les característiques i propietats dels residus generats en cooperatives oleícoles locals, en aquest cas, la província de Tarragona. D'aquesta forma s'ha realitzat una caracterització d'una mostra de pinyols d'oliva procedents d'una cooperativa del Camp de Tarragona, tant de forma pròpia com per una empresa externa: AGROLAB MEDIOAMBIENTE S.L.U. (en endavant AGROLAB). Els resultats proporcionats per AGROLAB es poden consultar en l'annex A.2. *RESULTATS AGROLAB*.

Humitat total

Per realitzar aquest experiment, s'han considerat les especificacions en la normativa ISO 18134-1:2015 Biocombustibles sòlids. Determinació del contingut en humitat (ref. 8), el qual indica que l'assecatment de la mostra s'ha de dur a terme en una estufa (figura 3.1) a una temperatura de 105 ± 2 °C, la mida nominal de la porció d'assaig ha de ser inferior a 31,5 mm, i, com la mostra és de partícules fines, la porció d'assaig és de 10 g, ja que es compta amb una microbalança (figura 3.2) amb lectura d'una aproximació de 0,1 mg.



Figura 3.1. Estufa utilitzada en l'experiment.

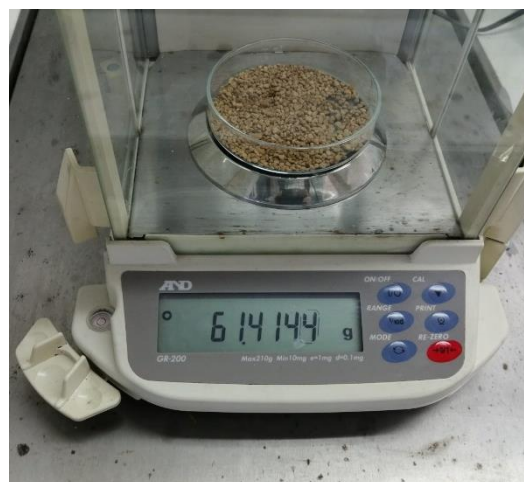


Figura 3.2. Pesatge d'una mostra amb la microbalança.

El procediment comença amb el pesatge de les mostres de pinyols en una placa Petri, seguidament s'introdueix en l'estufa i després de 60 minuts, es retira la mostra per pesar-la en un interval d'entre 10-15 s per evitar l'absorció de la humitat ambient. Es torna a introduir l'assaig en l'estufa fins que la variació del pes sigui inferior al 0,2% absolut de la massa inicial.

Per tal de determinar el contingut en humitat (equació 3.1), s'ha de tenir en consideració la flotabilitat de les plaques, ja que es realitzen les mesures quan estan calentes. Per aquest motiu s'han pesat les plaques buides a temperatura ambient i a la temperatura de treball. Els resultats d'aquest experiment es troben en la taula 3.1.

$$MC(\%) = \frac{(m_1 - m_4) - (m_{cal} - m_{amb})}{m_1 - m_{amb}} \cdot 100 \quad (3.1)$$

Taula 3.1. Resultats obtinguts en l'experiment d'humitat total.

Mos.	m_{amb} (g)	m_{cal} (g)	m_1 (g)	m_3 (g)	m_4 (g)	Δm_{34} (%)	MC (%)
1	52,4880	52,4757	62,9480	8,9042	61,3918	0,004	14,76
2	52,4401	52,4385	63,0822	9,0523	61,4912	0,013	14,94
3	52,1714	52,1687	62,2238	8,5529	60,7234	0,011	14,90
4	51,7712	51,7674	62,3311	8,9933	60,7633	0,013	14,81

Com es pot observar en la taula anterior, les mostres tenen uns valors d'humitat total similars amb una desviació estàndard de 0,08 %, de tal forma que tots es consideren vàlids, obtenint així una humitat total mitja de 14,85 %.

Matèries volàtils

Per realitzar aquest experiment, s'han considerat les especificacions en la normativa ISO 18123:2015 Biocombustibles sòlids. Mètode per la determinació del contingut en cendres (ref. 9), les quals indiquen que l'experiment s'ha de dur a terme en una mufla (figura 3.3) a una temperatura de 900 ± 10 °C. La porció d'assaig ha de ser de mínim 1 g i s'ha de comptar amb un dessecador (figura 3.4) per tal de prevenir l'absorció de la humitat ambient.



Figura 3.3. Mufla utilitzada en l'experiment.

Figura 3.4. Dessecador amb els gresols.

El procediment comença amb el pesatge del gresol amb la tapa, seguit del pesatge de les mostres en el gresol tapat. A continuació, s'introdueix el gresol tapat en la mufla, prèviament escalfada a 900 °C durant un període de 7 minuts. Posteriorment, es retira el gresol damunt d'una superfície resistent tèrmicament per deixar que es refredi entre 5 i 10 minuts i, després, s'introdueix en el dessecador fins a assolir la temperatura del laboratori, evitant així l'absorció de la humitat ambient. Un cop fred, es pesa el gresol amb la microbalança.

Per tal de determinar el contingut en humitat, s'ha de tenir en consideració la humitat dels pinyols, tal com queda reflectit en l'equació 3.2. Els resultats d'aquest experiment es troben en la taula 3.2.

$$VM(\%) = \left(\frac{m_2 - m_3}{m_2 - m_1} \cdot 100 - W_{BT} \right) \cdot \frac{100}{100 - MC} \quad (3.2)$$

Taula 3.2. Resultats obtinguts en l'experiment de matèries volàtils.

Mostra	m ₁ (g)	m ₂ (g)	m _{2p} (g)	m ₃ (g)	m _{3p} (g)	VM (%)
1	61,4357	63,9724	2,5367	61,8327	0,3970	84,33%
2	60,1959	62,7408	2,5449	60,5906	0,3947	84,47%
3	62,5362	65,0800	2,5438	62,9341	0,3979	84,33%

Com es pot observar en la taula anterior, les mostres tenen uns valors de matèries volàtils similars amb una desviació estàndard de 0,08 %, de tal forma que tots es consideren vàlids, obtenint així un contingut en matèries volàtils mig de 84,38 %.

Cendres

Per realitzar aquest experiment, s'han considerat les especificacions en la normativa ISO 18122:2015 Biocombustibles sòlids. Determinació del contingut en cendres (ref. 10), les quals indiquen que l'experiment s'ha de dur a terme en una mufla a una temperatura màxima de 550 ± 10 °C, la porció d'assaig ha de ser de mínim 1 g i s'ha de comptar amb un dessecador.

Es comença realitzant els mateixos pesatges que en l'experiment de matèries volàtils, i seguidament, s'introdueix el gresol tapat a la mufla i se segueixen els següents passos:

1. Elevar la temperatura de la mufla fins 250 °C amb una rampa de 5 °C/min. Un cop assolit la temperatura es manté durant 60 minuts.
2. Elevar la temperatura amb una segona rampa de 10 °C/min fins a una temperatura de 550 ± 10 °C i es manté durant 120 minuts.
3. Extreure el gresol tapat de la mufla i deixà refredar en una superfície resistent a la calor entre 5 i 10 minuts. Després es passen al dessecador i es deixen refredar fins a arribar a temperatura ambient.
4. Finalment, pesar el gresol tapat amb una aproximació de 0,1 mg.

Per tal de determinar el contingut en cendres, s'ha de tenir en consideració la humitat dels pinyols, tal com queda reflectit en l'equació 3.3. Els resultats d'aquest experiment es troben en la taula 3.3.

$$\text{Ash}(\%) = \frac{m_3 - m_1}{m_2 - m_1} \cdot 100 \cdot \frac{100}{100 - MC} \quad (3.3)$$

Taula 3.3. Resultats obtinguts en l'experiment de cendres.

Mostra	m ₁ (g)	m ₂ (g)	m _{2p} (g)	m ₃ (g)	m _{3p} (g)	Ash (%)
1	61,7448	63,7527	2,0079	62,1890	0,4442	25,98
2	60,9952	63,0048	2,0096	61,4440	0,4488	26,23
3	61,3960	63,5048	2,1088	61,8781	0,4821	26,85
4	63,1977	65,1743	1,9766	63,6739	0,4762	28,29

Com es pot observar en la taula anterior, les mostres tenen un valor mitjà de cendres de 26,84 %, el qual és molt superior als valors observats en la bibliografia, el qual el valor màxim és de 3,90 % (ref. 11).

S'ha arribat a la conclusió que els resultats són tan dispars amb la bibliografia per quatre possibles causes. La primera hipòtesi és que el gresol emprat no comptava amb una tapa hermètica i, per tant, ha entrat aire dins el gresol durant l'experiment, i així ha provocat l'oxidació dels pinyols d'oliva. La segona hipòtesi és la possibilitat que, com que no estava el gresol hermèticament tancat, les cendres hagin absorbit la humitat present en el laboratori o en el dessecador, ja que tenen una alta capacitat higroscòpica. La tercera hipòtesi és que la massa utilitzada ha sigut molt elevada i que amb la superfície del gresol, la capa dipositada en el fons ha tingut un gruix prou elevat que ha impedit una incineració completa de la mostra. La quarta possibilitat és que les mostres de pinyol tenen un gruix variable d'entre 0 i 5 mm, per la qual cosa els trossos més grans de pinyol no han realitzat una incineració completa.

Per sortir de dubtes, és necessari realitzar més experiments amb una quantitat de mostra inferior i augmentar el període de temps dintre la mufla. D'aquesta forma, si els resultats continuen donant valors d'aquesta magnitud, es descartarien la tercera i quarta hipòtesis i, per tant, deixant el gresol com l'única font d'error de l'experiment.

Tot i això, el valor de les cendres proporcionat per les anàlisis elaborades per AGROLAB sí que es troba dintre dels límits observats en la bibliografia, 0,655 %, de tal forma que s'utilitza aquest valor per realitzar els diferents càlculs.

Carboni fix

Per determinar el carboni fix (equació 3.4) de la mostra de pinyol d'oliva, s'expressa amb percentatge en base seca i es calcula a partir dels resultats dels experiments dels apartats anteriors.

$$C_{\text{fix}}(\%) = 100 - MC + MV + Ash \quad (3.4)$$

El valor de carboni fix obtingut és de 14,8 %, que està dins del rang límit observat en la bibliografia (consultar taula 3.7).

Poder calorífic superior (PCS):

Per realitzar aquest experiment s'han considerat les especificacions en la normativa ISO 18125:2017 Biocombustibles sòlids. Determinació del poder calorífic (ref. 12), les quals indiquen el material a utilitzar (figura 3.5 i 3.6), quines substàncies es poden emprar per determinar la constant calorimètrica de la bomba i com s'han de preparar.



Figura 3.5. Material emprat en l'experiment.



Figura 3.6. Bomba calorimètrica.

El primer pas és determinar la constant calorimètrica de la bomba, la qual s'ha realitzat amb l'àcid benzoic com a substància de calibratge, seguint els següents passos:

1. Pesatge de la pastilla d'àcid benzoic en una microbalança i anotar la massa.
2. Tallar un segment de 10 cm de filament d'ignició, col·locar-lo en els extrems de les resistències d'ignició i assegurar que quedi en forma de U sense que aquest toqui el contenidor de la pastilla.
3. Tancar la bomba calorimètrica, enroscar-la i assegurar-se que la vàlvula de purga es trobi tancada.
4. Connectar la vàlvula d'alimentació a la línia d'oxigen. Verificar que la vàlvula de sobrepressió del cilindre d'oxigen estigui oberta abans d'obrir la vàlvula manual per introduir l'oxigen.
5. Un cop salti la vàlvula de sobrepressió (20-25 bars), tancar la vàlvula manual i obrir la vàlvula de purga abans de desconnectar la vàlvula d'alimentació.
6. Omplir la cubeta amb 1 L d'aigua, prèviament mesurada en un matràs aforat.
7. Introduir la bomba calorimètrica en la cubeta, connectar els dos cables als orificis de les resistències i col·locar la tapa juntament amb la sonda de temperatura.
8. Encendre l'agitador i esperar fins que la temperatura de l'aigua s'estabilitzi.
9. Anotar la temperatura inicial i clicar el botó d'ignició.
10. Anar anotant la temperatura en intervals de 30 – 60 s. Quan s'assoleixi la temperatura màxima, anotar-la.
11. Apagar l'agitador, desconnectar els cables i extreure la bomba de la cubeta.
12. Obrir lleugerament la vàlvula de purga de la bomba per disminuir progressivament la pressió en l'interior de la càpsula.
13. Extreure les restes de fil d'ignició, anotar les longituds, i netejar l'interior de la bomba.
14. Buidar l'aigua de la cubeta i mesurar 1 L d'aigua en un matràs aforat.
15. Repetir tots els passos anteriors com a mínim per duplicat.

Per tal de determinar la constant calorimètrica (equació 3.5), no s'ha tingut en consideració la calor contribuïda pel fil d'ignició, ni la de formació d'àcid nítric, ni la correcció de la corba de temperatura, ja que no es considera necessari aquest nivell de precisió. L'entalpia de combustió certificada de l'àcid benzoic és de 26,454 MJ/kg. Els resultats d'aquests assajos es troben en la taula 3.4.

$$C_{bomba} \left(\frac{kJ}{kg} \right) = \frac{\Delta H_{comb} \cdot m_i}{\Delta T} \quad (3.5)$$

Taula 3.4. Resultats obtinguts en els assajos que s'ha utilitzant àcid benzoic.

Mostra	m (g)	T _i (°C)	T _f (°C)	ΔT/m (°C/g)	C _{bomb} (kJ/kg)
1	0,9694	19,280	21,804	2,604	10,160
2	1,0412	19,460	22,177	2,609	10,138
3	0,9808	19,401	21,962	2,611	10,131

Com es pot observar en la taula anterior, els tres assajos comencen a una temperatura inicial dintre d'un interval de 0,180 °C i presenten un gradient de temperatura-massa (ΔT/m) amb una desviació estàndard de 0,004 °C/g, fet que valida que l'experiment és repetible i els resultats

obtinguts són molt precisos. El valor resultant de la constant calorimètrica és de 10,143 MJ/kg, amb una desviació estàndard de 0,015 MJ/kg.

Un cop aconseguida la constant de la bomba, es procedeix a determinar el PCS (equació 3.6), procediment el qual és el mateix que amb l'àcid benzoic, i els resultats obtinguts es mostren en la taula 3.5.

$$\text{PCS} \left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) = \frac{C_{bomba} \cdot \Delta T}{m_i} \quad (3.6)$$

Taula 3.5. Resultats obtinguts en els assajos que s'ha utilitzant trossos de pinyol d'oliva.

Mostra	m (g)	T _i (°C)	T _f (°C)	ΔT/m (°C/g)	PCS (MJ/kg)
1	0,5855	16,810	17,856	1,787	18,121
2	0,9577	20,430	22,061	1,703	17,274
3	0,9591	21,495	23,132	1,707	17,312
4	0,6451	19,089	20,212	1,741	17,657
5	0,6504	20,046	21,18	1,744	17,685

Com es pot observar en la taula anterior, hi ha una diferència significativa entre el valor màxim i mínim de PCS obtingut. Aquesta variabilitat pot estar generada per diferents factors, tals com que els assajos realitzats en les mostres 1-2-3 i 4-5, es van realitzar en dies diferents, les mostres tenen un rang de massa molt ampli o la diferència de temperatura inicial.

A més, durant el transcurs dels assajos de les mostres 2 i 3, no es va esdevenir la ignició dels trossos de pinyol en el primer intent, de forma que es va haver de tornar a dur a terme tot el procediment de preparació i en el segon intent es va desenvolupar sense cap inconvenient. Aquest fet es creu que ha estat causat degut a dos factors, l'estructura de la mostra, ja que la biomassa com la fusta, cascares i pinyols de fruits, presenta una estructura molecular on els enllaços són més difícils de trencar en comparació a altres compostos com el coto, l'àcid benzoic o el naftalè. L'altre factor és la massa de les mostres, de forma que en ser les més elevades l'energia proporcionada en la ignició pugues ser insuficient per generar la combustió. Per l'aclariment d'aquest dubte és necessari realitzar més estudis amb diferents condicions per tal de disminuir la variabilitat en l'experiment.

Tot així el valor mitjà de PCS obtingut, 17,610 MJ/kg, presenta una desviació estàndard de 0,343 MJ/kg, que és menor a l'observada en la bibliografia (ref. 13), la qual va obtenir un valor de PCS de 17,970 MJ/kg amb una desviació estàndard de 0,537. De forma que es considera vàlid el valor obtingut en aquest experiment.

Poder calorífic inferior (PCI)

Per determinar el poder calorífic inferior de la mostra de pinyol d'oliva, es calcula amb l'equació 3.7 (ref. 14), a partir del resultat de l'experiment anterior (W_{BT} i PCS) i dels proporcionats per AGROLAB (composició d'H).

$$\text{PCI} \left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) = \text{PCS} - h_{\text{vap}}(9 \cdot X_H - W_{BT}) \quad (3.7)$$

El valor de PCI obtingut és de 16,135 MJ/kg, que està dins del rang límit observat en la bibliografia (consultar taula 3.7).

Densitat a granel:

Per realitzar aquest experiment, s'han considerat les especificacions en la normativa ISO 17828:2015 Biocombustibles sòlids. Determinació de la densitat a granel (ref. 15), les quals indiquen que l'experiment s'ha de dur a terme amb un recipient cilíndric, resistent als cops i impermeable, una balança amb precisió mínima d'1 g (la utilitzada disposa d'una aproximació de 0,01 g), una barra amb una superfície plana i una cubeta (figura 3.7).



Figura 3.7. Mostra del recipient un cop retirat l'excés de pinyols.

El procediment comença amb l'abocament dels pinyols d'oliva en el recipient des d'una altura de 20 cm fins que es forma un monticle. Seguidament, s'aixeca el recipient, es deixa caure des d'una altura d'uns 10 cm i es repeteix aquest procés dos cops, d'aquesta forma s'aconsegueix simular les condicions d'emmagatzematge en una sitja. A continuació, es torna a començar el procediment fins que quan s'aboqui els pinyols formant el monticle, aquests caiguin en la cubeta. Finalment, es procedeix a retirar l'excés de pinyols passant la barra horitzontalment per damunt del recipient. Un cop acabat els assajos, es mesura el volum d'aigua utilitzant matrassos aforats i l'ajuda d'una pipeta per enrasar.

Per tal de determinar la densitat a granel s'ha fet servir l'equació 3.8 i els resultats d'aquest experiment és troben en la taula 3.6.

$$\rho_{\text{gra}} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = \frac{m}{V} \quad (3.8)$$

Taula 3.6. Resultats obtinguts en l'experiment de matèries volàtils.

Vas	m ₀ (g)	m ₁ (g)	m ₂ (g)	m ₃ (g)	m ₄ (g)	m (g)	V (ml)	ρ _{gra} (kg/m ³)
1	54,25	538,30	529,02	524,83	527,67	529,96	660	721
2	79,83	1.009,86	1.002,95	1.018,75	1.010,62	1.010,55	1.281	727

Com es pot observar en la taula anterior, els dos recipients obtenen una densitat a granel similar, amb un valor mitja de 724 kg/m³ i una desviació estàndard de 4 kg/m³

A continuació, en la taula 3.7, es troba un recull de les característiques del pinyol d'oliva que s'han obtingut en els experiments realitzats, juntament amb els resultats de les anàlisis proporcionats per AGROLAB.

Taula 3.7. Característiques del pinyol d'oliva.

Paràmetre	Valor mitja		Desviació estàndard	Rang límit (ref. 10) (ref. 11) (ref. 16)
	Exp.	AGROLAB		
Humitat (%wb)	14,85	-	0,08	< 22%
Matèries volàtils (%db)	84,40	-	0,08	72,-87,1
Cendres (%db)		1,36		0,5-3,9
Carboni fix (%db)	14,8	-	0,08	12,5-21,6
C (%db)	-	54	-	44,0-50,1
H (%db)	-	5,6	-	5,8-6,5
N (%db)	-	0,24	-	< 1,0
Cl (%db)	-	0,03	-	< 0,1
S (%db)	-	0,41	-	< 0,1
O (%db)	-	38,8	-	41,0-49,9
PCS (MJ/kg) (db)	17,610	-	0,343	16-22
PCI (MJ/kg) (db)	16,135	-	0,343	15-19
Densitat a granel (kg/m ³) (wb)	723,7	-	4,1	> 700

3.1.2. Selecció de gasificador

En els gasificadors tipus *fluidized-bed* i *entrained flow*, l'agent gasificant (aire, vapor...) transporta les partícules de combustible (biomassa) a través del reactor, en canvi en els gasificadors tipus *fixed bed* el combustible es recolza sobre una reixa. També es diferencia amb els altres dos, ja que el combustible es desplaça cap avall. Aquestes característiques fan que aquest tipus de gasificador sigui molt econòmic per implementar a petites escales, motiu el qual és el que més s'utilitza a petita escala arreu del món. Entre els principals models comercials que s'utilitzen, es troben les configuracions *updraft*, *downdraft* i *crossdraft*. En la taula 3.8 es presenta les principals característiques de l'alimentació per aquests tipus de gasificadors.

Taula 3.8. Característiques dels gasificadors tipus *fixed-bed* (ref. 7).

Combustible (fusta)	Updraft	Downdraft	Crossdraft
Humitat màxima (%)	60	25	10 – 20
Cendres màxima (%)	25	6	0,5 – 1,0
Mida combustible (mm)	5 – 100	20 – 100	5 – 20
Rang aplicació (MW)	2 – 30	0,1 – 2	
Temperatura gasos sortida (°C)	200 – 400	700	1250
Tar (g/Nm ³)	30 – 150	0,015 – 3,0	0,01 – 0,1
PCI (MJ/Nm ³)	5 – 6	4,5 – 5,0	4,0 – 5,0
Eficiència <i>hot-gas</i> (%)	90 – 95	85 – 90	75 – 90

Tenint en compte que en aquest projecte es vol dissenyar una planta pilot a petita escala, es vol tenir els mínims manteniments possibles i el client està interessat en poder utilitzar altres matèries primeres en el futur, el gasificador que millor s'adequa per aquesta condició és la tecnologia *downdraft*., ja que presenta una baixa producció de tars i un rang d'aplicació adient per un cabal d'entre 2,5 i 10 kg/h.

Per assegurar que la producció de *tars* sigui mínim, s'ha seleccionat el *throated-type downdraft gasifier* (en endavant, gasificador *downdraft*), ja que com es pot observar en l'esquema de la figura 3.8, es caracteritza per tenir una secció de doble con invertit. La finalitat d'aquest canvi en el diàmetre és poder assolir una temperatura superior a 950 °C per tal que es produeixi el *cracking* dels *tars*. En la figura 3.9, es mostren les característiques principals en cada zona del procés de gasificació.

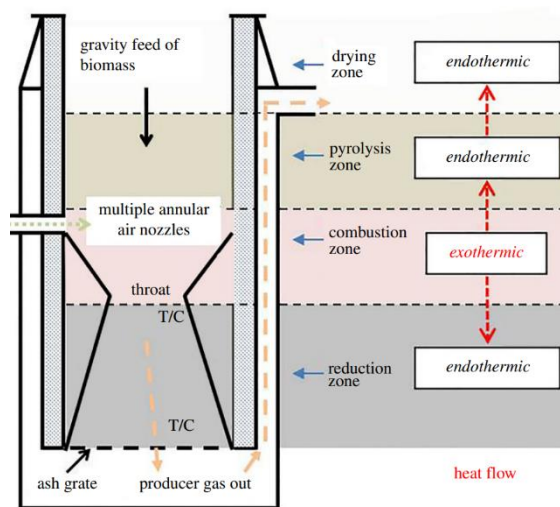


Figura 3.8. Esquema d'un *throated-type downdraft gasifier* (ref. 17).

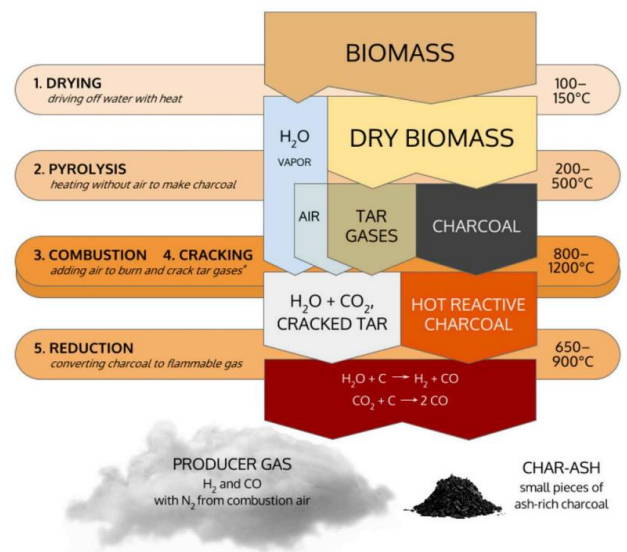


Figura 3.9. Esquema de les diferents zones d'un gasificador (ref. 18).

3.1.3. Capacitat i flexibilitat operativa

Com el projecte es de caire purament d'investigació/recerca (ja que el disseny de la planta pilot ha de tenir una capacitat d'alimentació de biomassa d'entre 2.5 i 10 kg/h), la capacitat de la planta, amb la tecnologia seleccionada, difereix amb les tecnologies que actualment es troben comercialment a gran escala.

3.1.4. Condicions de treball

Taula 3.9. Taula amb les condicions de treball dels principals equips del procés.

Equip	Entrada	Fase	T (°C)	P (atm)
Compressor	Aire	Gas	20 – 40	3 – 10
Pre-heater	Syngas, tar, / Agent	Gas / Gas o Vapor	25 – 600 °C	1 – 8
Gasifier	Syngas, tar, cendres	Gas	600 – 1.200	1
Cyclon	Syngas, tar, cendres	Gas	350 – 600 °C	1
Bescanviador de calor	Syngas, tar	Gas	25 – 600 °C	1
Venturi Scrubber	Syngas, tar /Aigua	Gas / Líquid	25 – 75 °C	1

3.1.5. Normatives de disseny aplicades

Recipients:

En aquest projecte s'ha seguit la normativa de disseny *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1*. (ref. 19) pel disseny dels recipients a pressió, i l'*API 650, Welded Tanks for Oil Storage* (ref. 20) pel disseny dels recipients atmosfèrics.

Canonades:

Pel dimensionament de les canonades s'ha utilitzat la normativa ANSI.

Equips dinàmics: Bombes i compressors:

El criteri de selecció de bombes ha estat a partir de les taules/gràfics del catàleg de l'empresa (ref. 21). Els càlculs pel dimensionament de les bombes i compressors es troba en l'apartat 4.2.3. *Disseny d'equips*.

3.1.6. Altres criteris de disseny

La planta pilot ha d'estar tan automatitzada com sigui possible.

Les dimensions màximes dels equips han d'entrar en un espai de 4 m x 2 m x 3 m per tal de facilitar la maniobrabilitat, el transport i la instal·lació de la planta pilot.

El gasificador ha de poder treballar en diferents tipus de biomassa.

S'ha de tenir en compte l'alta temperatura de treball del gasificador i la possible presència d'àcids i tars, per tal de dimensionar i seleccionar els materials del gasificador i les canonades de sortida d'aquest.

3.2. Dades bàsiques pel desenvolupament de l'enginyeria

3.2.1 Caracterització de l'establiment i localització

Encara que no hi ha un emplaçament específic per la planta pilot, aquesta compta amb unes dimensions adients per tal de poder-se instal·lar en un laboratori o una nau amb unes dimensions de 4 m x 2 m x 3 m.

4. DESENVOLUPAMENT DE L'ENGINYERIA BÀSICA

4.1. Elaboració dels diagrames

4.1.1. Diagrama de blocs

El diagrama de blocs que s'adjunta no mostra els corrents auxiliars (corrent de gas natural per posada en marxa del gasificador) ni els blocs de servei (zona de tractament d'aigua per la recirculació al procés).

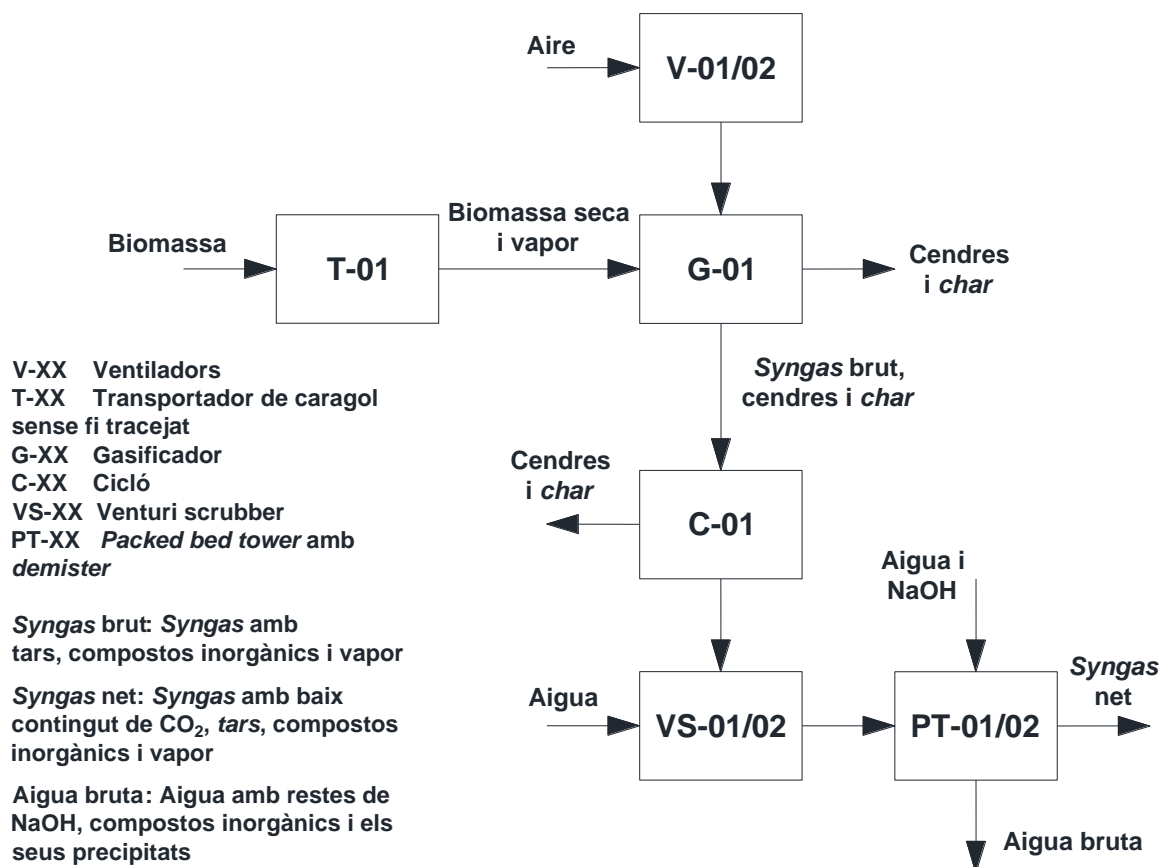


Figura 4.1. Diagrama de blocs del procés.

En l'apartat 4.1.3. Diagrama de Flux del Procés (PFD) és realitza una breu descripció del procés amb tots els equips i corrents de la planta pilot.

4.1.2. Diagrama de simulació

La simulació del procés de gasificació de la biomassa amb un posterior acondicionament s'ha dut a terme mitjançant el simulador Aspen Plus V11 (en endavant Aspen), el qual es caracteritza per la conservació de massa, energia i l'equilibri químic entre tots els processos. Aquesta simulació s'ha realitzat amb els resultats de la caracterització del pinyol d'oliva, juntament amb els de clofolla d'arròs. Part de la caracterització de la mostra de clofolla d'arròs l'ha realitzat AGROLAB, resultats els quals es poden consultar en l'annex A.2 *RESULTATS AGROLAB*.

Per tal de dur a terme la simulació s'han considerat les següents suposicions:

- Procés isobàric, en estat estacionari i no es contemplen les pèrdues de calor

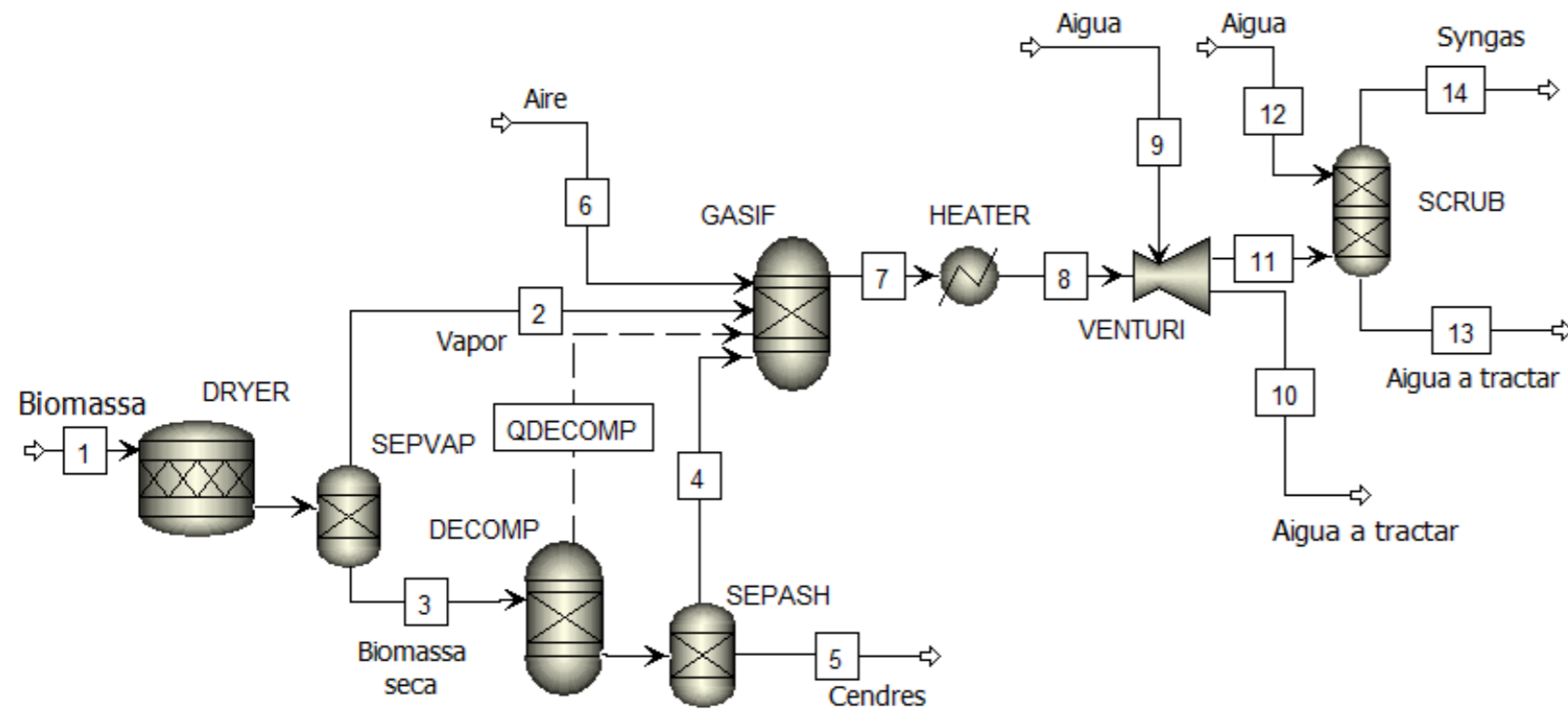
- El principals compostos volàtils produïts són H_2 , CO, CO_2 , CH_4 i H_2O
- La relació entre el nombre de mols d'oxigen per mol de biomassa (ER) és de 0,304 (s'ha utilitzat el mateix valor que en l'apartat 5. *MODELITZACIÓ*)
- Només es considera la presència de cendres (*ash*) i no hi ha formació de *char*
- S'ha introduït tots els compostos com convencionals a excepció del C i S, que s'han introduït com a sòlids, i la biomassa i les cendres com a no convencionals, amb els ID's de BIOMASS i ASH, respectivament.
- Els contaminants orgànics (*tars*) considerats són l'etilè (C_2H_4) i l'età (C_2H_6), encara que en les condicions d'operació s'assoleixen temperatures superiors a 900 °C es produeix el *cracking* d'aquests compostos.
- Els contaminants inorgànics considerats són H_2S , NH_3 i HCl
- L'agent utilitzat pel tractament dels inorgànics és NaOH
- Pel tractament dels contaminants inorgànics s'ha utilitzat una simulació a banda on s'han determinat les propietats dels compostos amb l'opció *Elec Wizard* per tal de que es tinguin en compte les diferents reaccions d'electròlisi amb el NaOH.

El diagrama de simulació del model desenvolupat amb Aspen es mostra en la figura 4.2 i totes les operacions unitàries (blocs) es descriuen a la taula 4.1.

En aquesta simulació, la BIOMASS i ASH es defineixen com components no convencionals (ref. 22) (ref. 23), per tant, pel càlcul de l'entalpia i la densitat d'aquests, s'ha seleccionat el model HCOALGEN i DCOALIGT, respectivament. El mètode termodinàmic escollit per la simulació del procés es basa en l'equació d'estat de Peng-Robinson, amb la funció Boston-Mathias (PR-MB) modificada, ja que és adequada per temperatures de gasificació elevades (ref. 24) i està recomanat pel manual d'usuaris d'Aspen Plus (ref. 25). Pel tractament dels contaminants inorgànics (bloc SCRUB) s'ha utilitzat una simulació a part, on s'ha determinat les propietats dels compostos amb l'opció *Elec Wizard* que utilitza el mètode ELECNRTL per tal que es tingui en compte les reaccions d'electròlisi (ref. 26) (ref. 27).

Taula 4.1. Descripció de les operacions unitaris presentades en la figura 4.2.

Bloc ID	Aspen ID	Descripció
DRYER	RStoic	Simula l'evaporació de la humitat que conté la BIOMASS
SEPVAP	Sep	Separa el vapor i la BIOMASS
DECOMP	RYield	Descompon el compost no convencional BIOMASS en compostos convencionals (C, S, O_2 , N_2 , H_2 , Cl_2) i en ASH
SEPASH	Sep	Separa el compost no convencional ASH
GASIF	RGibbs	Simula les principals reaccions que s'esdevenen en un gasificador (taula 4.3), mitjançant un model d'equilibri químic per minimització de l'energia lliure de Gibbs.
HEATER	Heater	Bescanviador de calor per refredar els gasos de sortida del gasificador
VENTURI	Mixer	Mescla el corrent de gas amb l'aigua per tal d'absorbir part dels compostos inorgànics en l'aigua (NH_3 , principalment)
SCRUB	RadFrac	<i>Scrubber</i> amb injecció d'agent (NaOH) per tal d'absorbir els compostos orgànics i netejar el gas



Corrent	Units	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura	°C	25,0	150	150	900	900	25,0	844	394	25,0	63,6
Pressió	bar _g	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fase		Sòlid	Vapor	Sòlid		Sòlid	Vapor	Vapor	Vapor	Líquid	Líquid
Frac. mas. vap.		0	1	0	0,451	0	1	1	1	0	0
Cabal màssic	kg/h	10,0	1,48	8,52	8,44	0,0783	20,0	29,9	29,9	20,0	16,1
BIOMASS	kg/h	10,0	0	8,52	0	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/h	0	0	0	0	0,0783	0	0	0	0	0
C	kg/h	0	0	0	4,6	0	0	0	0	0	0
S	kg/h	0	0	0	0,0349	0	0	0	0	0	0
O ₂	kg/h	0	0	0	3,3	0	4,66	2,67E-17	2,67E-17	0	0
N ₂	kg/h	0	0	0	0,0204	0	15,34166	15,4	15,4	0	3,78E-06
CO	kg/h	0	0	0	0	0	0	7,76	7,76	0	1,52E-06
CO ₂	kg/h	0	0	0	0	0	0	4,65	4,65	0	6,15E-05
H ₂ O	kg/h	0	1,48	0	0	0	0	1,65	1,65	20,0	16,1
H ₂	kg/h	0	0	0	0,477	0	0	0,456	0,456	0	1,52E-07
CH ₄	kg/h	0	0	0	0	0	0	7,76E-04	7,76E-04	0	1,37E-09
CL ₂	kg/h	0	0	0	0,00255	0	0	5,22E-16	5,22E-16	0	0
HCl	kg/h	0	0	0	0	0	0	0,00263	0,00263	0	4,39E-07
NH ₃	kg/h	0	0	0	0	0	0	3,16E-04	3,16E-04	0	3,83E-05
H ₂ S	kg/h	0	0	0	0	0	0	0,0371	0,0371	0	1,09E-05
C ₂ H ₄	kg/h	0	0	0	0	0	0	1,67E-09	1,67E-09	0	4,66E-15
C ₂ H ₆	kg/h	0	0	0	0	0	0	1,43E-10	1,43E-10	0	2,95E-16

Corrent	Unitats	11	12	13	14
Temperatura	°C	63,6	25	63,5	64,6
Pressió	bar _g	0	0	0	0
Fase			Líquid	Líquid	Vapor
Frac. mas. vap.		0,9996	0	0	1
Cabal màssic	kg/h	33,8	60	64,8	29
O ₂	kg/h	0	0	0	0
N ₂	kg/h	15,4	0	1,75E-04	15,4
CO	kg/h	7,76	0	0,00893	7,75
CO ₂	kg/h	4,65	0	0,00197	4,01E-25
H ₂ O	kg/h	5,52	53,7	54,7	5,44
H ₂	kg/h	0,456	0	7,86E-06	0,456
CH ₄	kg/h	7,76E-04	0	9,98E-06	7,66E-04
HCl	kg/h	0,00131	0	4,65E-26	1,96E-18
NH ₃	kg/h	1,18E-08	0	4,54E-05	8,42E-05
H ₂ S	kg/h	0,0371	0	3,95E-05	3,84E-19
NaOH	kg/h	0	0	0	0
NH ₄ ⁺	kg/h	2,94E-04	0	4,58E-05	0
H ₃ O ⁺	kg/h	3,76E-04	1,43E-14	2,08E-09	0
Na ⁺	kg/h	0	3,61	3,61	0
NH ₂ COO ⁻	kg/h	6,09E-21	0	3,70E-04	0
HS ⁻	kg/h	7,86E-15	0	0,036	0
HCO ₃ ⁻	kg/h	1,53E-12	0	3,39	0
Cl ⁻	kg/h	0,001279	0	0,00255	0
OH ⁻	kg/h	4,47E-17	2,67	3,42E-04	0
S ²⁻	kg/h	1,92E-27	0	9,91E-06	0
CO ₃ ²⁻	kg/h	5,34E-22	0	3,01	0

Figura 4.2. Diagrama de simulació del procés amb mostres de pinyol d'oliva.

Descripció del diagrama de simulació

El diagrama de simulació de la figura anterior compta amb tres zones principals: la zona d'assecat, on s'extreu la humitat de la biomassa; la zona de gasificació, on es produeix el *syngas*; i la zona d'acondicionament, on es neteja el *syngas* utilitzant aigua i el NaOH com agent pel tractament dels inorgànics.

En primer lloc, el corrent 1, que està format pels pinyols o les clofolles, s'ha fixat un cabal estàndard de 10 kg/h el qual, posteriorment, es pot escalar per adaptar-se a les condicions d'una planta pilot adients per la producció anual de cada residu agrícola. Aquest s'alimenta al bloc DRYER, on es simula l'evaporació de l'aigua de la biomassa i passa pel SEPVAP, el qual opera a una temperatura de 150 °C i separa el vapor (corrent 2) de la biomassa (corrent 3).

Seguidament, la biomassa seca entra en el bloc DECOMP (reactor RYield) on s'ha fixat la temperatura a 900 °C. Aquest reactor simula la descomposició del compost no convencional BIOMASS en els seus components convencionals (C, H₂, O₂, S, N₂ i ASH, especificant la conversió en base màssica en la pestanya *Yield*, a partir de les composicions del pinyol d'oliva, que es troben en la taula 3.7 i de la clofolla de l'arròs, que es troba en la taula 4.2). Per tal d'extreure el ASH, el corrent de sortida del reactor DECOMP passa al separador SEPASH, simulant un cicló.

Taula 4.2. Característiques de la clofolla d'arròs.

Anàlisi immediat	Valor	Anàlisi elemental	Valor
Humitat (%)	8,62**	C (%)	49*
Matèries volàtils (% _{b.s.})	62,91**	H (%)	4,8*
Cendres (% _{b.s.})	12,6*	N (%)	0,47*
		Cl (%)	0,31*
Carboni fix (% _{b.s.})	15,93**	S (%)	< 0,1*
		O (%)	32,7*

* Resultats proporcionats pel laboratori d'AGROLAB.

** Valors extrets de la tesis doctoral de M^o José Leiva Aguilera (ref. 28).

Un cop el corrent 4 està lliure dels compostos no convencionals, s'envia al bloc GASIF (reactor RGibbs) juntament amb el corrent 2 (vapor), el corrent 5 (aire) i el corrent QDECOMP, el qual envia un flux de calor positiu (demanda de calor) per tal de complir amb el balanç d'energia. En aquest reactor s'ha especificat que calculi l'equilibri químic i de fases, per tant, de forma orientativa, en la taula 4.3 es mostren les reaccions principals que es duen a terme en el procés de gasificació i, en la taula 4.4, es mostren els resultats del bloc GASIF.

Taula 4.3. Reaccions principals que es desenvolupen dins del gasificador (ref. 6).

Reacció	Nom de la reacció	Nº R
Reaccions de carboni		
$C + 0,5O_2 \rightarrow CO$	<i>Char partial combustion</i>	(R1)
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	<i>Water-gas (Char reforming)</i>	(R2)
Reaccions homogènies		
$H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$	<i>Hydrogen combustion</i>	(R3)
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	<i>Water gas-shift</i>	(R4)
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	<i>Methane reforming</i>	(R5)
Reaccions de formació d'inorgànics		
$H_2 + S \rightarrow H_2S$	Formació d'àcid sulfhídric	(R6)
$H_2 + Cl_2 \rightarrow 2HCl$	Formació d'àcid clorhídric	(R7)
$1,5H_2 + 0,5N_2 \rightarrow NH_3$	Formació d'amoniac	(R8)

Taula 4.4. Valors del corrent de sortida del reactor GASIF.

Variable	Unitats	Pinyols d'oliva triturats	Clofolla d'arròs
Temperatura	°C	844,18	1.136,3
Frac. mas. vap.		1	1
Cabal màssic	kg/h	29,92	29,40
O ₂	kg/h	2,67E-17	4,29E-12
N ₂	kg/h	15,36	15,38
CO	kg/h	7,760	8,076
CO ₂	kg/h	4,654	3,718
H ₂ O	kg/h	1,649	1,861
H ₂	kg/h	0,4559	0,3254
CH ₄	kg/h	7,76E-04	1,85E-06
Cl ₂	kg/h	5,22E-16	6,19E-12
HCl	kg/h	2,63E-03	0,02913
NH ₃	kg/h	3,16E-04	5,78E-05
H ₂ S	kg/h	0,03711	9,71E-03
C ₂ H ₄	kg/h	1,68E-09	2,30E-12
C ₂ H ₆	kg/h	1,43E-10	6,00E-15

Dels resultats de la taula anterior, respecte a la composició dels corrents, s'observa que el pinyol d'oliva triturat obté una major quantitat de CO i H₂ en comparació a la clofolla d'arròs, però aquest últim assoleix una major temperatura, fet que afavoreix el *cracking* dels *tars* obtenint resultats d'entre 3 i 5 ordres de magnitud inferiors. Com era d'esperar, el pinyol d'oliva presenta una alta quantitat de H₂S en el corrent, seguit del HCl amb un ordre de magnitud menor. Respecta la clofolla d'arròs, aquest presenta una quantitat elevada de HCl, però en canvi ha

aconseguit una quantitat menor de NH_3 , ja que degut a l'alta temperatura, aquest s'ha reformat en N_2 .

Després de sortir del reactor, el corrent 8 entra en el bescanviador de calor HEATER, en el qual redueix la seva temperatura per tal de poder tractar el *syngas*. El corrent 8 s'envia al VENTURI (Mixer), on juntament amb l'altre corrent d'entrada aigua de servei (corrent 9), simula un *wet venturi*. Aquest equip té la funció d'arrastrar a l'aigua qualsevol possible partícula de cendra o *char* que quedi en el corrent (en el cas de la simulació, no es considera que arribi), juntament amb una primera fase d'absorció dels compostos inorgànics.

Per tal de determinar el cabal d'aigua que s'ha d'injectar al VENTURI, s'ha buscat la minimització d'ús d'aigua. En la taula 4.5 es mostren els valors amb el corrent d'entrada de gas (corrent 8) i el corrent de sortida de gas (corrent 11), juntament amb la seva composició.

Taula 4.5. Valors del corrent d'entrada i sortida del VENTURI.

Variable	Unitats	Pinyols d'oliva triturats Corrent 9 = 20 kg/h		Clofolla d'arròs Corrent 9 = 50 kg/h	
		Corrent 8	Corrent 11	Corrent 8	Corrent 11
Temperatura	°C	394,2	63,58	536,3	64,56
Frac. mas. vap.		1	1	1	1
Cabal màssic	kg/h	29,92	33,79	29,40	33,02
N_2	kg/h	15,36	15,36	15,38	15,38
CO	kg/h	7,760	7,760	8,076	8,076
CO_2	kg/h	4,654	4,654	3,718	3,718
H_2O	kg/h	1,649	5,522	1,861	5,479
H_2	kg/h	0,4559	0,4559	0,3254	0,3254
CH_4	kg/h	7,76E-04	7,76E-04	1,85E-06	1,85E-06
HCl	kg/h	2,63E-03	2,63E-03	0,02913	0,02912
NH_3	kg/h	3,16E-04	2,78E-04	5,78E-05	4,11E-05
H_2S	kg/h	0,03711	0,03710	9,71E-03	9,70E-03

En la taula anterior, es pot observar com hi ha una lleugera disminució de la quantitat de NH_3 en tots dos corrents, encara que l'absorció del HCl i H_2S quasi no és perceptible. A més, part de l'aigua d'entrada es vaporitza i és arrossegada pel corrent de sortida de gas, encara que aquest factor no es rellevant ja que en el funcionament real del *venturi* totes dues fases surten pel mateix corrent.

Finalment, el corrent 11 entra al bloc SCRUB (RadFrac) el qual actua com una *packed tower absorber*. En aquest s'injecta en la part superior un corrent d'aigua amb NaOH (corrent 12) com agent per tal d'absorbir el HCl i H_2S que entren amb el corrent 11 per la part inferior del *scrubber*. Tenint en compte que l'utilitza NaOH com agent, durant aquest procés, degut a l'afinitat amb el CO_2 , aquest també serà absorbit.

Com s'ha mencionat anteriorment, aquesta part de la simulació s'ha realitzat en un arxiu a banda per tal que es tinguin en compte les propietats redox dels compostos. En la taula 4.6, es mostren els resultats d'aquest últim bloc; en el cas del pinyol d'oliva, el corrent 12 té un cabal màssic

de 60 kg/h i fracció molar de 0,05 de NaOH; i en el cas de la clofolla d'arròs, aquest valors són de 80 kg/h i 0,03 molar.

Taula 4.6. Valors del corrent de sortida del SCRUB.

Variable	Unitats	Pinyols d'oliva triturats		Clofolla d'arròs	
		Corrent 11	Corrent 14	Corrent 11	Corrent 14
Temperatura	°C	63,58	64,62	64,56	51,86
Frac. mas. vap.		1	1	1	1
Cabal volum.	m ³ /h	40,399	37,460	38,072	30,530
Cabal màssic	kg/h	33,79	29,01	33,02	26,42
N ₂	kg/h	15,36	15,36	15,38	15,38
CO	kg/h	7,760	7,751	8,076	8,062
CO ₂	kg/h	4,654	4,01E-25	3,718	2,59E-25
H ₂ O	kg/h	5,522	5,436	5,479	2,652
H ₂	kg/h	0,455932	0,455924	0,325394	0,325384
CH ₄	kg/h	7,76E-04	7,66E-04	1,85E-06	1,81E-06
HCl	kg/h	2,63E-03	1,96E-18	0,02912	5,86E-19
NH ₃	kg/h	2,78E-04	8,42E-05	4,11E-05	1,92E-05
H ₂ S	kg/h	0,03709	3,84E-19	9,70E-03	6,55E-26

Com es pot observar en la taula anterior, en tots dos casos s'aconsegueix extraure completament el HCl, H₂S i CO₂, juntament amb una mica de NH₃. Cal destacar que també s'arrastra una petita quantitat de CO en l'aigua de 0,009 kg/h i 0,014 kg/h, i que tot i que encara quedi present vapor d'aigua en el gas, aquest seria retirat amb una malla d'humitat en el mateix *scrubber*. Per tant, en aquesta planta de gasificació s'obtenen unes quantitats de *syngas* de 37,46 m³/h amb el pinyol d'oliva triturat i de 30,53 m³/h amb la clofolla d'arròs.

Amb aquest *syngas* net, pot derivar-se a diferents usos segons quina necessitat es tingui, ja que entre les seves opcions, a part de l'aprofitament per la generació d'energia elèctrica, mitjançant el procés Fisher-Tropsch, es pot sintetitzar nafta obtenint diferents olefines aromàtiques, es pot enriquir el contingut d'H₂, o es pot sintetitzar metanol, un dels compostos bàsics per qualsevol àrea d'industrialització, entre altres.

Tenint en compte que la producció anual de pinyols d'oliva de la Unió és d'aproximadament 1.000 tones, la instal·lació d'una planta pilot de 10 kg/h consumiria quasi 85 d'aquestes tones, que tenint en compte que el seu ús regular és en calderes de combustió, s'aconseguiria reduir les emissions de CO₂ significativament.

4.1.3. Diagrama de Flux de Procés (PFD)

Descripció del procés

El procés de gasificació que es planteja en aquest projecte es troba representat en el plànol TFGEQ_2216_PFD01, en la pàgina 31. Durant la descripció del procés es farà referència als corrents amb la mateixa numeració que s'utilitza en el plànol esmentat.

El corrent A-101 (alimentació d'aire) es bifurca amb el corrent A-110, el qual serveix per la posada en marxa del gasificador, i el corrent A-120, el qual serveix per alimentar al gasificador en estat continu. Aquests corrents són impulsats mitjançant un sistema de dos ventiladors (V-01/02) que operen en paral·lel. El corrent A-120 passa pel bescanviador B-01, que té com a finalitat pre-escalfar l'aire per posteriorment, subdividir-se en tres corrents (A-210/220/230). Aquests tres corrents entren a diferents punts del gasificador (G-01) operi a una temperatura adequada per tal de produir el *cracking* dels *tars* (compostos no desitjats i que "malmeten l'estat dels equips).

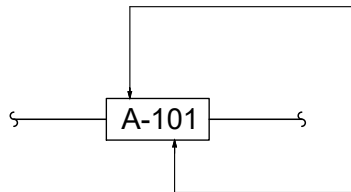
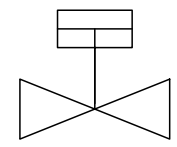
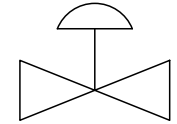
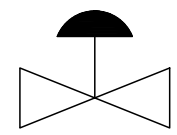
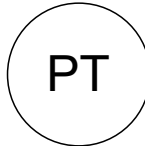

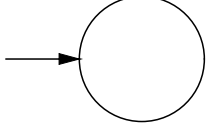
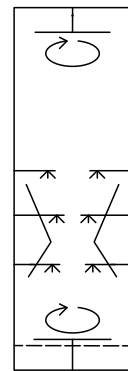
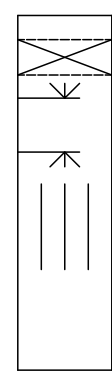

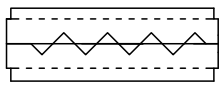
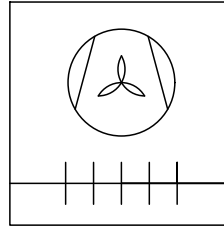
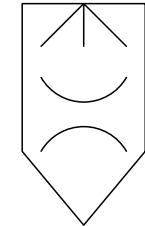
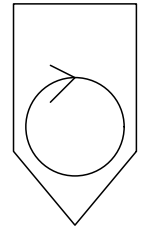
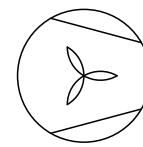
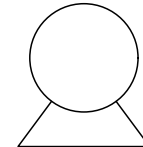
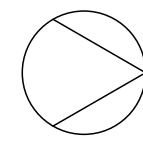
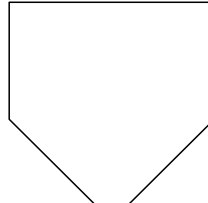
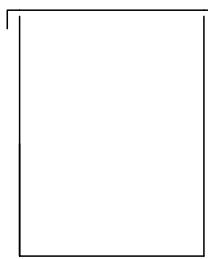
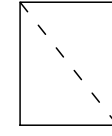

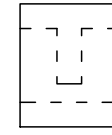

El corrent F-101 (alimentació de pinyols d'oliva), aquest entra a la tolba (H-01) i mitjançant un/el transportador de cargol sense fi tracejat (T-01) es pre-escalfa a una temperatura d'entre 105 – 150 °C per tal d'extreure la humitat (corrent F-120). Seguidament aquest corrent entra al gasificador, en el qual es duen a terme les diferents reaccions i surten dos corrents, el corrent 130 on surten les cendres juntament amb petits fragments de *char*, i el corrent F-201 on surt el *syngas* acompanyat amb diferents subproductes els quals s'han d'extreure. Per aquest motiu, el corrent F-201 entra a un/el cicló (C-01) on es separa la majoria de partícules sòlides (cendres) que arrastra el gas. Aquestes partícules sòlides surten per la part inferior del cicló (corrent F-130) i el *syngas* surt per la part superior (corrent F-301) per a entrar en el bescanviador B-01 i transmetre part de la calor a el corrent d'aire A-120.

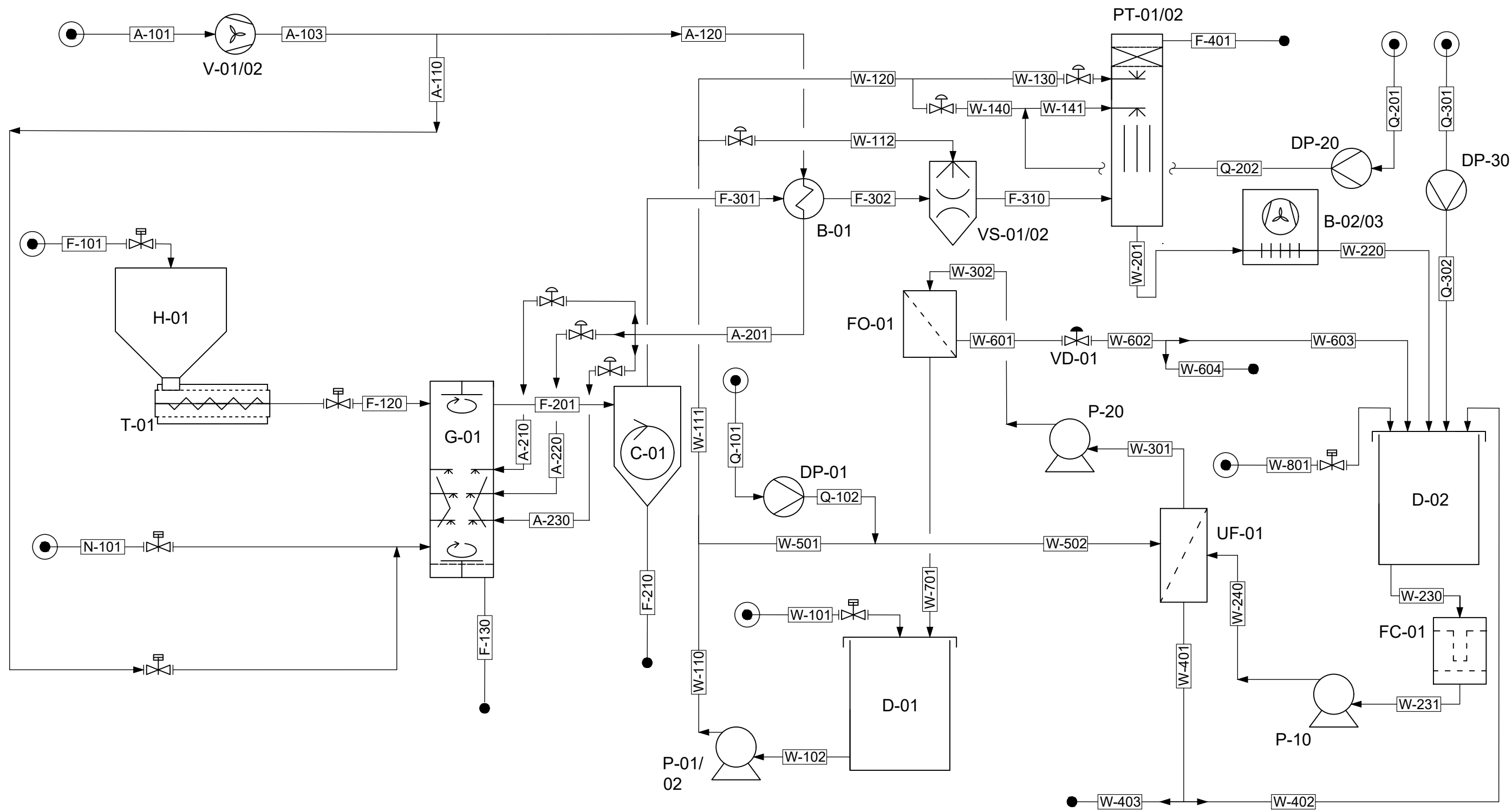
Posteriorment, el corrent de sortida de *syngas* del bescanviador (corrent F-302), es dirigeix a la zona d'acondicionament per netejar el *syngas*. Aquesta zona està formada per dos *scrubbers* de dues fases que operen discontinuament en paral·lel per evitar l'intermitència del procés per motius de manteniment dels *scrubbers*. El corrent de *syngas* entra primer a un *venturi scrubber* (VS-01/02), on amb l'entrada lateral d'aigua (corrent W-112) s'aconsegueix la separació de les possibles partícules de sòlids romanents en el gas juntament amb una primera absorció de compostos inorgànics (principalment NH₃). Seguidament el corrent que surt del VS (corrent F-310) entra a una *packed tower scrubber* (PT-01/02), el qual compta amb dos aspersors en la part superior del *random packing material*. El superior (corrent W-130) opera de forma discontinua per netejar la malla d'eliminació d'humitat, mentre que l'inferior (corrent W-141) opera de forma continua. Aquest últim injecta aigua juntament amb un agent d'absorció (NaOH) des del corrent Q-201, i absorbeix majoritàriament H₂S juntament amb una petita part de HCl i CO₂. L'agent s'introdueix mitjançant una bomba dosificadora (DP-20) per tal d'adaptar l'entrada d'aquest en funció del pH que es mesura en la zona *packed bed*. Finalment el *syngas* surt per la part superior de l'equip on es complirà les funcions que el client desitgi.

Per altra banda, per la part inferior del PT surt un corrent d'aigua (W-201) que s'envia a la zona de tractament d'aigua on primerament es refreda mitjançant uns aerorefrigerants (B-02/03) els quals operen en paral·lel per tal de reduir la temperatura des d'uns 50 – 70 °C fins 30 °C (corrent W-220). Seguidament aquest corrent entra en el tanc D-02 on es fa passar l'aigua per tres tipus de filtres, filtre de cartutx (FC-01), ultrafiltre (UF-01) i filtre d'osmosis (FO-01) per tal d'acondicionar l'aigua per poder-la reutilitzar en el procés (ref. 30).

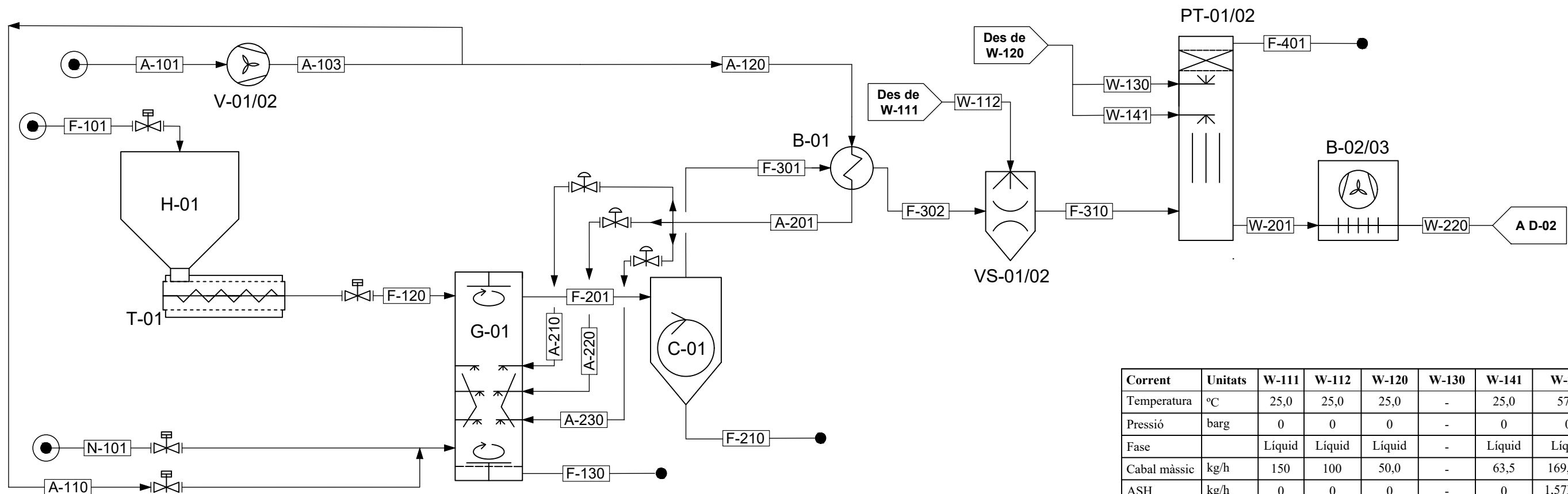
El balanç de matèria s'ha realitzat amb els resultats obtinguts del pinyol d'oliva en l'apartat anterior juntament amb les següents suposicions:

- Es considera que la sortida de gas del reactor, arrossega un 10% de les cendres en forma de partícules sòlides.
- Eficàcia de recol·lecció de partícules del cicló és del 90%.
- El cabal d'aigua que s'ha d'injectar al *venturi scrubber*, s'ha tingut en compte que les condicions d'operació d'aquest tipus de *venturi*, quan es vol tractar gasos, la ràtio líquid-gas (L/G) treballa amb un rang d'entre 2,7-5,3 L/m³ (ref. 29). El valor de L/G seleccionat és de 3,34 L/m³.
- Eficàcia de recol·lecció de partícules del *venturi scrubber* és del 100%.
- Eficàcia del *demister* del *packed tower* és del 99,9%.

Canonades	Instrumentació i control	Equips																													
<p style="text-align: center;">Identificació de la línia Designació del servei:</p> <p style="margin-left: 20px;">A Aire F Procés N Gas natural Q Químics W Aigua</p> <p style="text-align: center;">Identificació de la línia</p>  <p style="margin-left: 20px;">● ————— Entrada de procés</p> <p style="margin-left: 20px;">————— ● Sortida de procés</p> <p style="margin-left: 20px;">————— Línia de procés</p> <p style="margin-left: 20px;">————— Unió per "T" (soldada)</p>	<p style="margin-left: 20px;">- - - - - Transmissió de senyal de control</p> <p style="margin-left: 20px;">————— Transmissió de senyal mesurador-transmissor</p> <p style="margin-left: 20px;"> Vàlvula automàtica</p> <p style="margin-left: 20px;"> Vàlvula controladora</p> <p style="margin-left: 20px;"> Vàlvula de descompressió</p> <p style="margin-left: 20px;">Element del sistema de control FC- Controlador de cabal FT- Transmissor de cabal JT- Transmissor de potència LC- Controlador de nivell LT- Transmissor de nivell PC- Controlador de pressió PDC- Controlador de pressió diferencial PT- Transmissor de pressió pHC- Controlador de composició pHT- Transmissor de composició TC- Controlador de temperatura TT- Transmissor de temperatura</p> <p style="margin-left: 20px;"> PT</p> <p style="margin-left: 20px;"> M Motor elèctric</p> <p style="margin-left: 20px;"> Element de control on s'aplica el set point</p>	<div style="display: flex; justify-content: space-between;"> <div style="width: 15%;">  Gasificador (G-01) </div> <div style="width: 15%;">  Packed tower scrubber (PT-01/02) </div> <div style="width: 15%;">  Bescanviador de calor tipus flux creuat (B-01) </div> <div style="width: 15%;">  Transportador de cargol sense fi tracejat (T-01) </div> <div style="width: 15%;">  Bescanviador de calor tipus aerorefrigerant (B-02/03) </div> <div style="width: 15%;">  Venturi scrubber (VS-01/02) </div> <div style="width: 15%;">  Cicló (C-01) </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-between; margin-top: 20px;"> <div style="width: 15%;">  Ventilador (V-01/02) </div> <div style="width: 15%;">  Bomba centrífuga (P-01/02/10/20) </div> <div style="width: 15%;">  Bomba dosificadora amb motor integrat (DP-01/20/30) </div> <div style="width: 15%;">  Tolba (H-01) </div> <div style="width: 15%;">  Tanc (D-01/02) </div> <div style="width: 15%;">  Filtre d'osmosis (FO-01) </div> <div style="width: 15%;">  Ultrafiltre (UF-01) </div> <div style="width: 15%;">  Filtre de cartutx (FC-01) </div> </div>																													
Anotacions																															
<p style="margin-left: 20px;">YY-XX Identificació d'equip</p> <p style="margin-left: 20px;"> A Anotació (nota a peu de diagrama)</p>		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 20%;">DISSENY</td> <td colspan="4" rowspan="2" style="text-align: center; vertical-align: middle;"><i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i></td> </tr> <tr> <td><i>Manel Martín</i></td> </tr> <tr> <td>DIBUIXAT</td> <td colspan="4" rowspan="3" style="text-align: center; vertical-align: middle;">LLEGENDA DEL PFD I DEL PCD</td> </tr> <tr> <td><i>Manel Martín</i></td> </tr> <tr> <td>COMPROVAT</td> </tr> <tr> <td><i>Luca S., Joan Carles B. i Manel M.</i></td> <td style="width: 15%;">Nº PROJECTE TFGEQ_2216</td> <td style="width: 15%;">Nº PLÀNOL TFGEQ_2216_KEY01</td> <td style="width: 10%;">ESCALA <i>No a escala</i></td> <td style="width: 5%;">BLOC 0</td> <td style="width: 5%;">REV. V03</td> </tr> <tr> <td>APROVAT</td> <td colspan="5"></td> </tr> </table>					DISSENY	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>				<i>Manel Martín</i>	DIBUIXAT	LLEGENDA DEL PFD I DEL PCD				<i>Manel Martín</i>	COMPROVAT	<i>Luca S., Joan Carles B. i Manel M.</i>	Nº PROJECTE TFGEQ_2216	Nº PLÀNOL TFGEQ_2216_KEY01	ESCALA <i>No a escala</i>	BLOC 0	REV. V03	APROVAT					
DISSENY	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>																														
<i>Manel Martín</i>																															
DIBUIXAT	LLEGENDA DEL PFD I DEL PCD																														
<i>Manel Martín</i>																															
COMPROVAT																															
<i>Luca S., Joan Carles B. i Manel M.</i>	Nº PROJECTE TFGEQ_2216	Nº PLÀNOL TFGEQ_2216_KEY01	ESCALA <i>No a escala</i>	BLOC 0	REV. V03																										
APROVAT																															



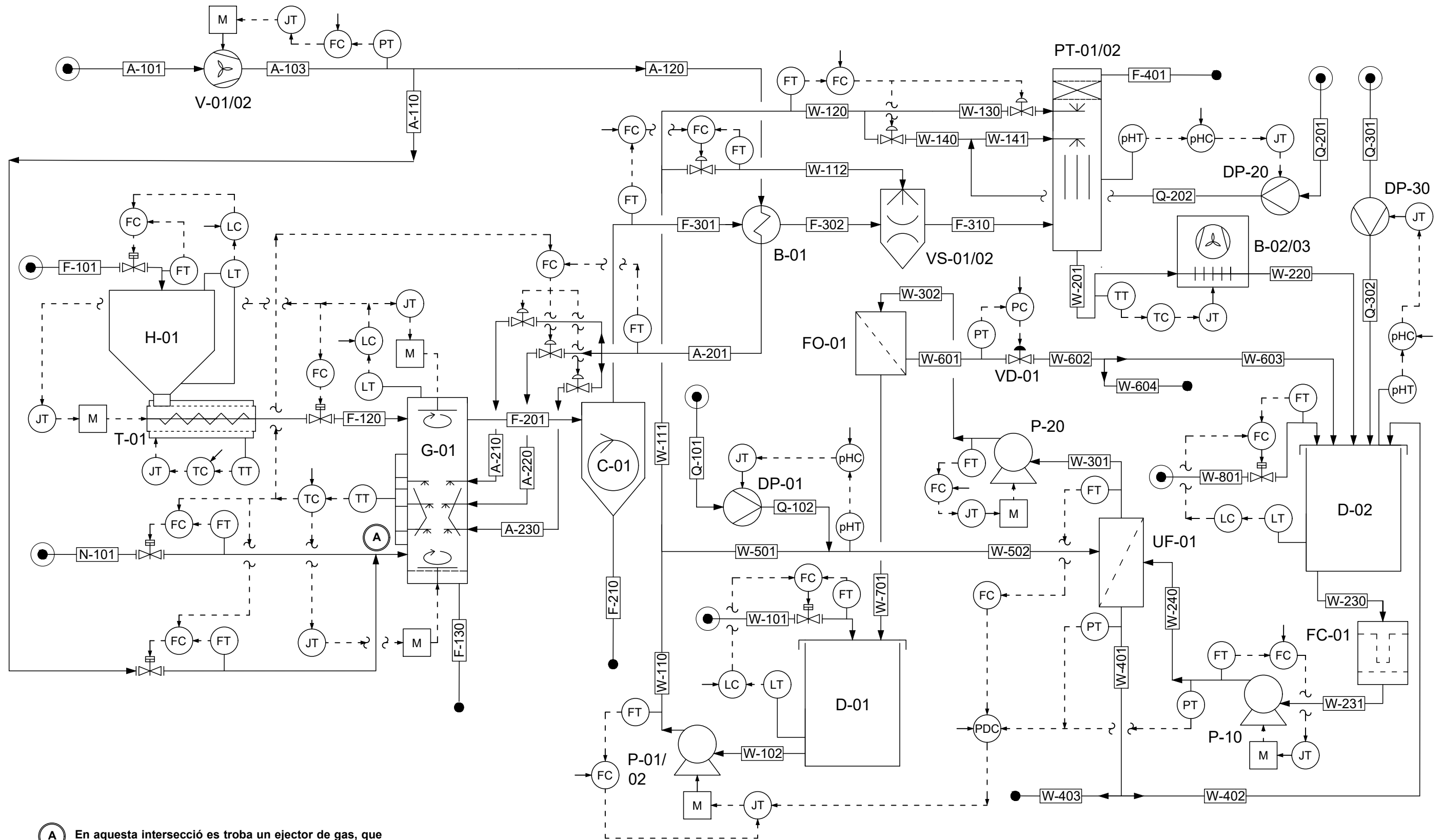
DISSENY	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>				
<i>Manel Martín</i>					
DIBUIXAT	DIAGRAMA DE FLUX DEL PROCÉS (PFD) PLANTA PILOT				
<i>Manel Martín</i>					
COMPROVAT	Nº PROJECTE TFGEQ_2216	Nº PLÀNOL TFGEQ_2216_PFD01	ESCALA <i>No a escala</i>	BLOC 0	REV. VII
<i>Luca S., Joan Carles B. i Manel M.</i>					
APROVAT					



Corrent	Unitats	A-101	A-103	A-110	A-120	A-201	A-210	A-220	A-230	F-101	F-120	F-130	F-201	F-210	F-301	F-302	F-310	F-401	N-101
Temperatura	°C	25,0	25,0	-	25,0	250	250	250	250	25,0	150	600	600	560	550	394	50,2	43,6	-
Pressió	barg	0	1	-	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-
Fase		Vapor	Vapor	-	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Sòlid		Sòlid		Sòlid	Vapor	Vapor		Vapor	-
Frac. mas. vap.		1	1	-	1	1	1	1	1	0	0,148	0	0,9995	0	1	1	0,240	1	-
Cabal màssic	kg/h	20,0	20,0	-	20,0	20,0	3,00	15,00	2,00	10	10,00	0,0627	29,9	0,0141	29,9	29,9	130	23,6	-
BIOMASS	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	10	8,52	0	0	0	0	0	0	0	-
ASH	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0,0627	0,0157	0,0141	1,57E-03	1,57E-03	1,57E-03	0	-
O2	kg/h	4,66	4,66	-	4,66	4,66	0,699	3,49	0,47	0	0	0	0	0	0,00	0,00	0	0	-
N2	kg/h	15,3	15,3	-	15,3	15,3	2,30	11,51	1,53	0	0	0	15,4	0	15,4	15,4	15,4	15,4	-
CO	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	7,85	0	7,85	7,85	7,85	7,81	-
CO2	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	4,51	0	4,51	4,51	4,51	3,04E-25	-
H2O	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	1,48	0	1,71	0	1,71	1,71	102	1,70E-03	-
H2	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0,449	0	0,449	0,449	0,449	0,456	-
CH4	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	3,87E-04	0	3,87E-04	3,87E-04	3,87E-04	7,29E-04	-
HCl	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	2,63E-03	0	2,63E-03	1,19E-10	1,31E-03	4,11E-19	-
NH3	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	2,65E-04	0	2,65E-04	2,21E-09	3,83E-05	5,34E-05	-
H2S	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0371	0	0,0371	0,0371	0,0371	6,99E-26	-
C2H4	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	7,86E-10	0	7,86E-10	7,86E-10	7,86E-10	7,86E-10	-
C2H6	kg/h	0	0	-	0	0	0	0	0	0	0	0	4,43E-11	0	4,43E-11	4,43E-11	1,43E-10	1,43E-10	-

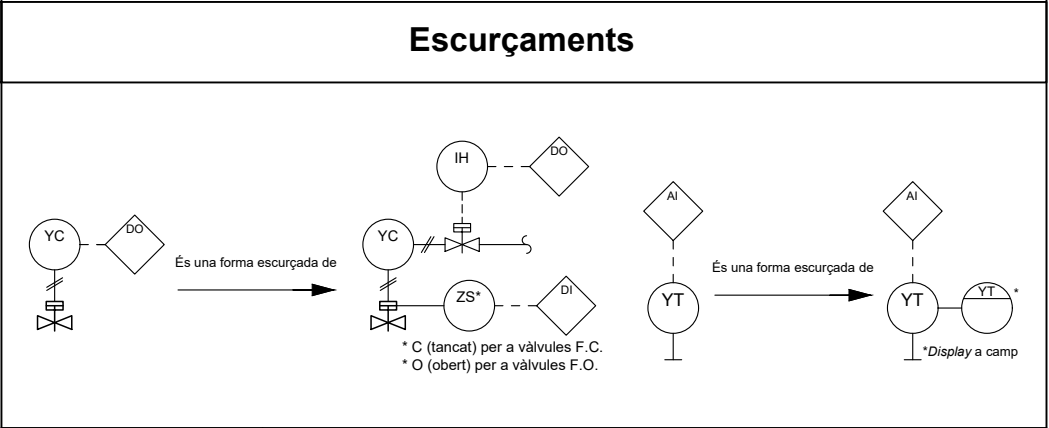
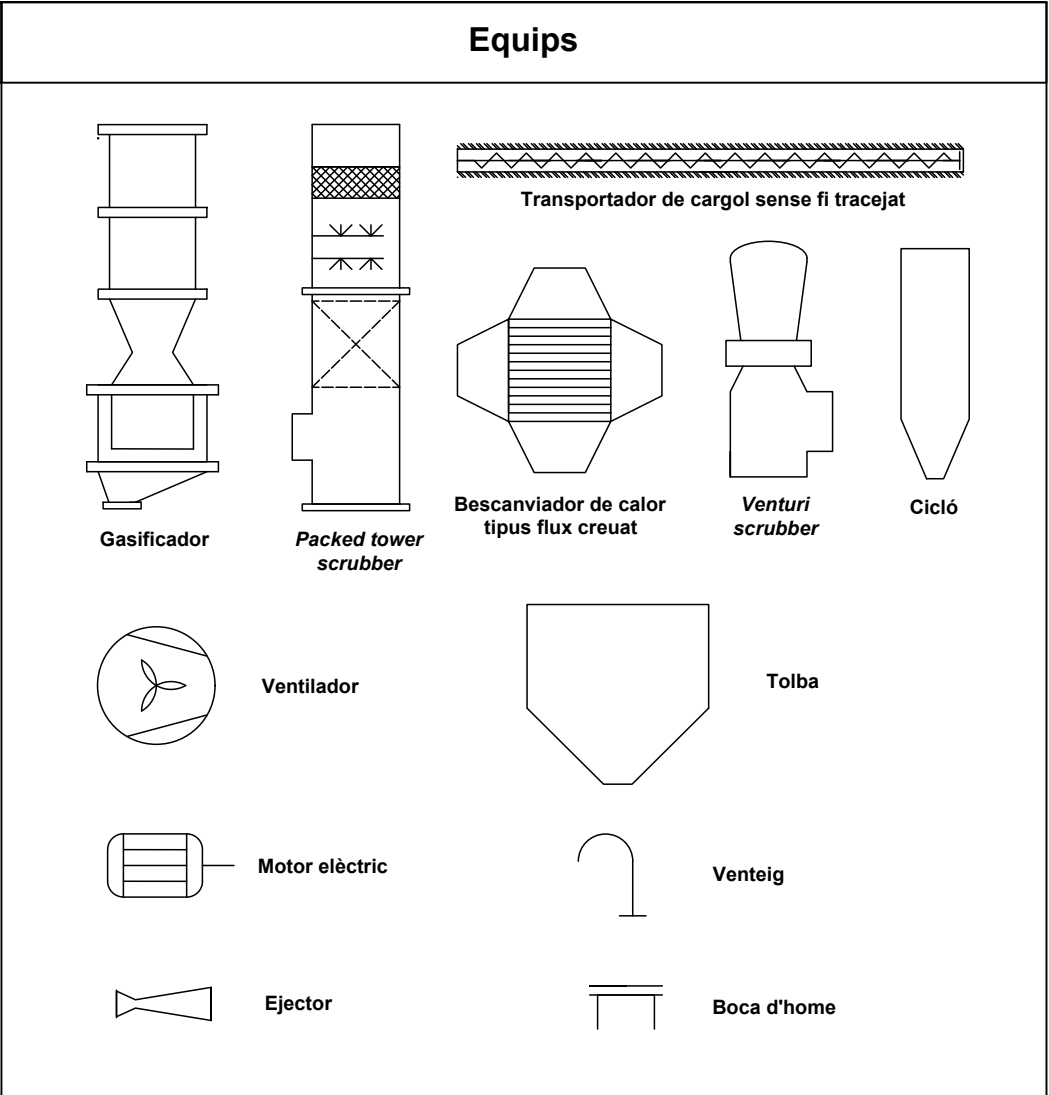
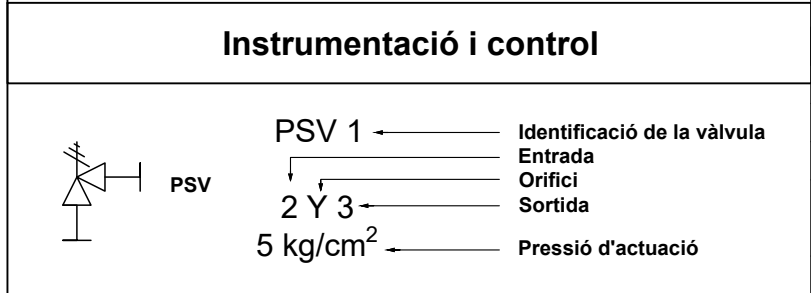
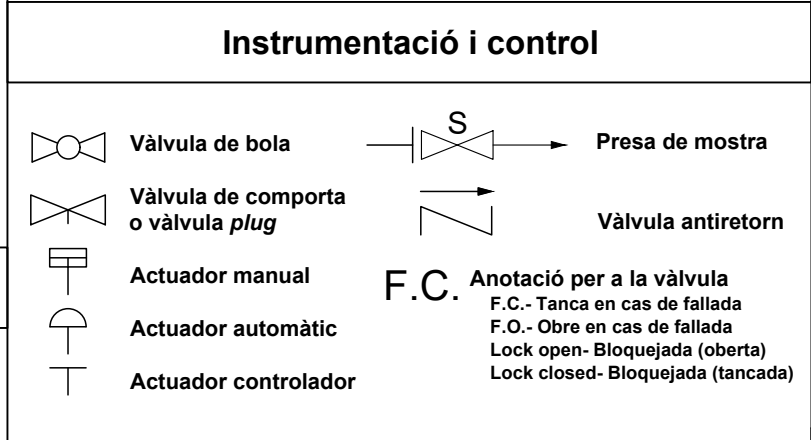
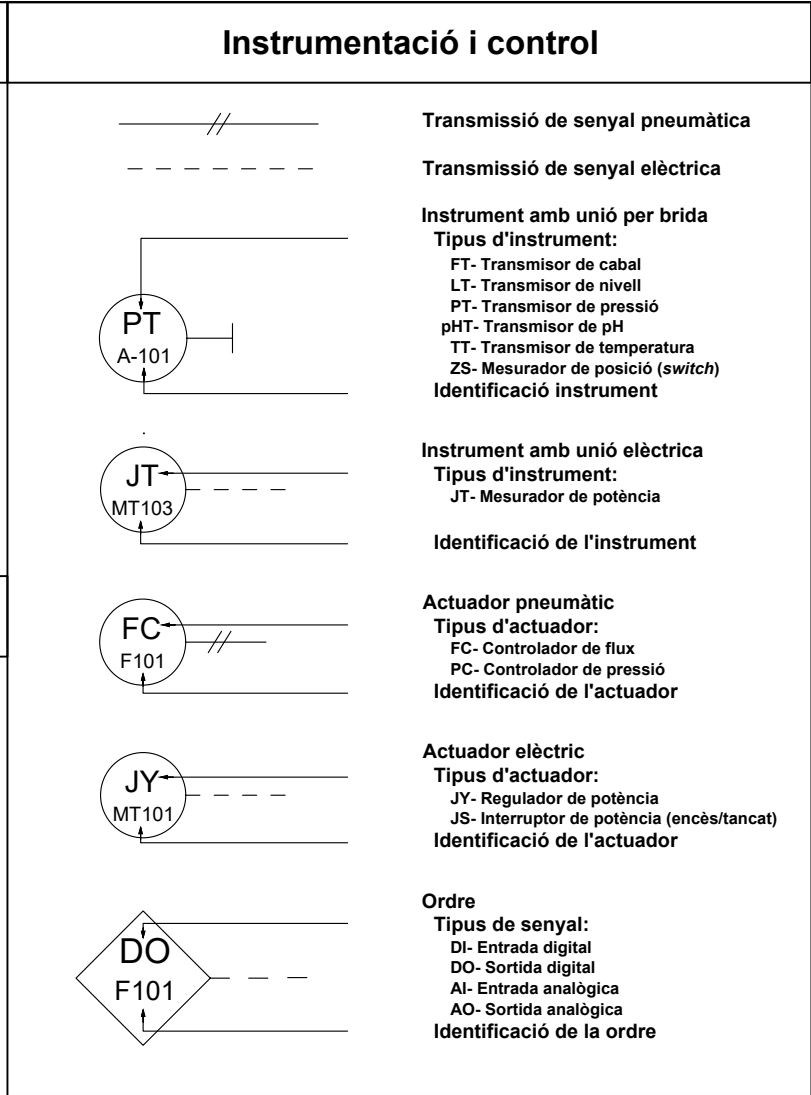
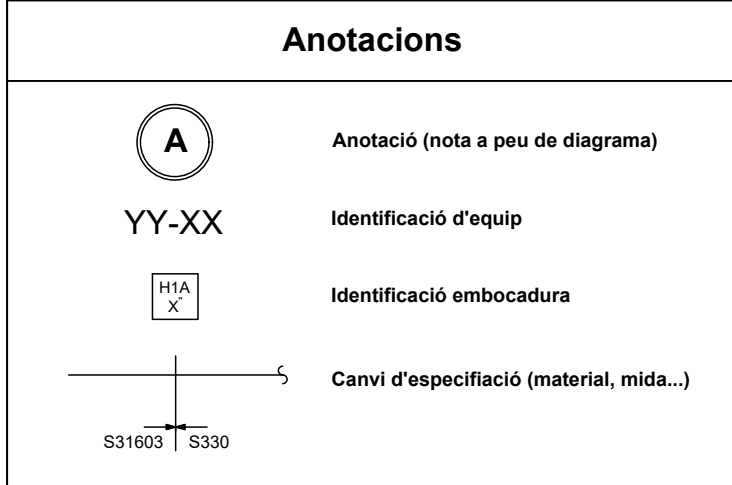
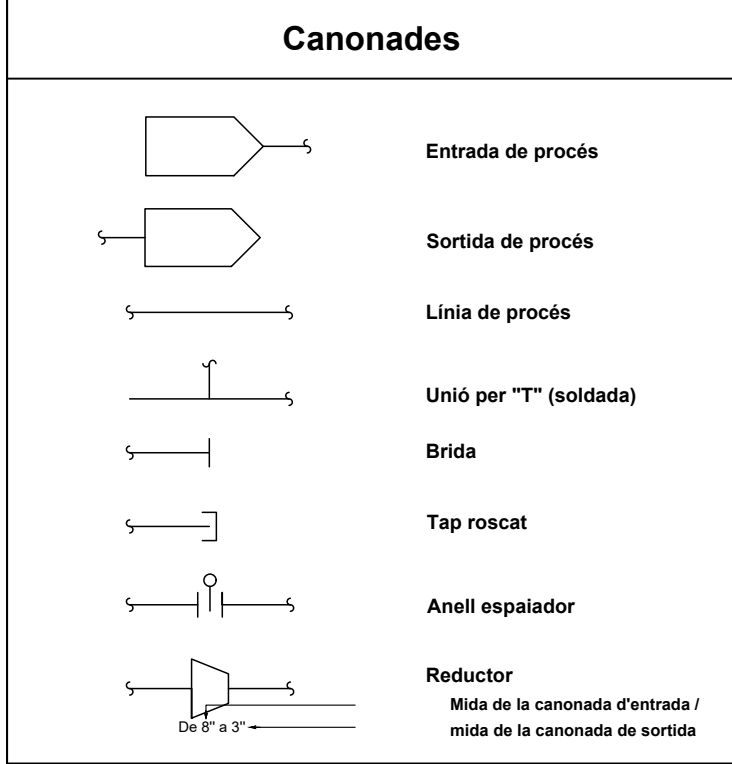
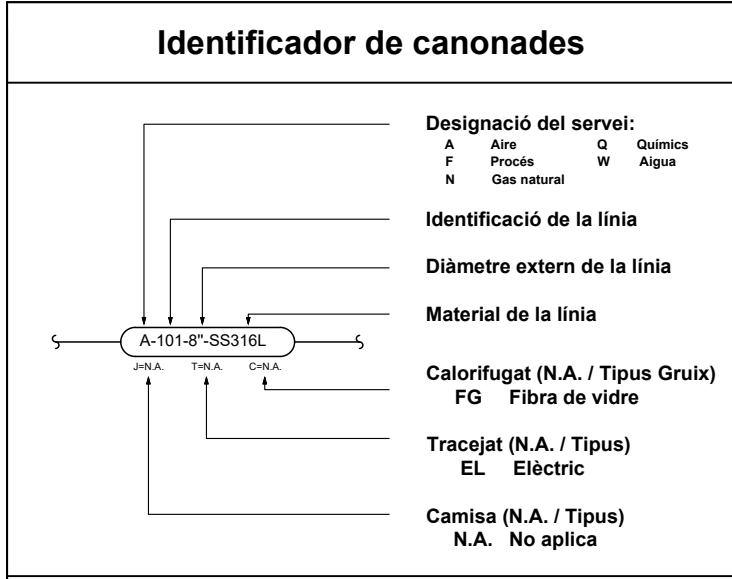
Corrent	Unitats	W-111	W-112	W-120	W-130	W-141	W-201
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	-	25,0	57,5
Pressió	barg	0	0	0	-	0	0
Fase		Líquid	Líquid	Líquid	-	Líquid	Líquid
Cabal màssic	kg/h	150	100	50,0	-	63,5	169,801
ASH	kg/h	0	0	0	-	0	1,57E-03
N2	kg/h	0	0	0	-	0	7,69E-04
CO	kg/h	0	0	0	-	0	4,36E-02
CO2	kg/h	0	0	0	-	0	2,64E-03
H2O	kg/h	150	100	50	-	58,0	160
H2	kg/h	0	0	0	-	0	3,33E-05
CH4	kg/h	0	0	0	-	0	2,32E-05
HCl	kg/h	0	0	0	-	0	5,14E-26
NH3	kg/h	0	0	0	-	0	9,66E-05
H2S	kg/h	0	0	0	-	0	6,69E-05
NH4+	kg/hr	0	0	0	-	0	5,61E-05
H3O+	kg/hr	0	0	0	-	0	4,79E-09
Na+	kg/hr	0	0	0	-	3,16	3,16
NH2COO-	kg/hr	0	0	0	-	0	2,30E-04
HS-	kg/hr	0	0	0	-	0	3,59E-02
HCO3-	kg/hr	0	0	0	-	0	4,18
Cl-	kg/hr	0	0	0	-	0	2,55E-03
OH-	kg/hr	0	0	0	-	2,34	5,84E-04
S--	kg/hr	0	0	0	-	0	3,95E-06
CO3--	kg/hr	0	0	0	-	0	2,04

DISSENY	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI				
Manel Martín					
DIBUIXAT	DIAGRAMA DE FLUX DEL PROCÉS (PFD) PLANTA PILOT				
Manel Martín					
COMPROVAT	Nº PROJECTE TFGEQ_2216				
Luca S., Joan Carles B. i Manel M.					
APROVAT	Nº PLÀNOL TFGEQ_2216_PFD02		ESCALA No a escala	BLOC 0	REV. V03

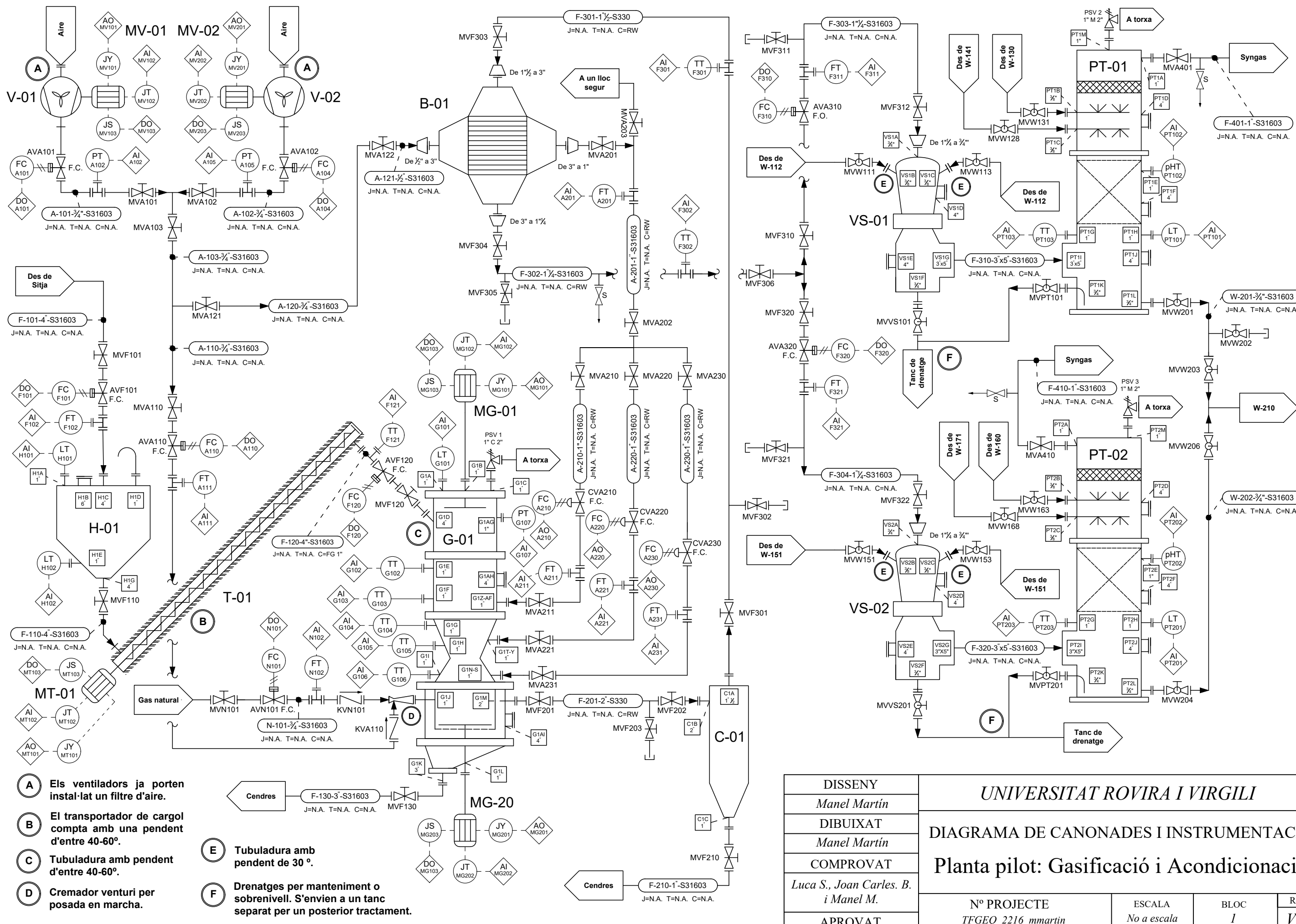


A En aquesta intersecció es troba un ejector de gas, que serveix per la posada en marxa del gasificador.

DISSENY	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>				
Manel Martín					
DIBUIXAT	DIAGRAMA DE CONTROL DEL PROCÉS (PCD) PLANTA PILOT				
Manel Martín					
COMPROVAT	Nº PROJECTE	Nº PLÀNOL	ESCALA	BLOC	REV.
Luca S., Joan Carles B. i Manel M.	TFGEQ_2216	TFGEQ_2216_PCD01	No a escala	0	VII
APROVAT					



DISSENY	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
Manel Martín				
DIBUIXAT				
Manel Martín				
COMPROVAT				
Luca S., Joan Carles B. i Manel M.				
APROVAT	Nº PROJECTE TFGEQ_2216	Nº PLÀNOL TFGEQ_2216_KEY02	ESCALA No a escala	BLOC 0
				REV. V04



- (A)** Els ventiladors ja porten instal·lat un filtre d'aire.
- (B)** El transportador de cargol compta amb una pendent d'entre 40-60°.
- (C)** Tubuladura amb pendent d'entre 40-60°.
- (D)** Cremador venturi per posada en marcha.

- (E)** Tubuladura amb pendent de 30°.
- (F)** Drenatges per manteniment o sobrenivell. S'envien a un tanc separat per un posterior tractament.

DISSENY	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
Manel Martín			
DIBUIXAT	DIAGRAMA DE CANONADES I INSTRUMENTACIÓ		
Manel Martín			
COMPROVAT	Planta pilot: Gasificació i Acondicionació		
Luca S., Joan Carles. B. i Manel M.	Nº PROJECTE	ESCALA	BLOC
APROVAT	TFGEQ_2216_mmartin	No a escala	1
			REV.
			V12

4.2. Disseny bàsic

En aquest apartat es realitza el disseny de les canonades, de l'estratègia de control, els llistats de vàlvules i transmissors, i el disseny dels equips principals. Com no s'ha pogut realitzar el PID de la zona de tractament de l'aigua de servei, s'ha incorporat els aspectes més rellevants d'aquesta zona en cada punt del disseny bàsic. En cada apartat s'especificarà quins equips, línies, vàlvules i transmissors que s'han tingut en consideració.

4.2.1. Disseny de canonades

Pel fet que la planta pilot té una capacitat molt petita el requisit de mida de les canonades també ho és, tal com indiquen els càlculs de l'annex A.3 *DISSENY CANONADES I BOMBA*.

Taula 4.7. Llistat de canonades.

ID	Tram que uneix	Naturalesa del fluid (estat)	P (bar _g)	T (°C)	Schedule / NPS (in)		Material	Calorifugat (gruix)
A-101	V-01 i bifurcació	Aire (gas)	Atm.	Amb.	Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
A-102	V-02 i bifurcació	Aire (gas)	Atm.	Amb.	Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
A-103	Bifurcació A-101/102 i bifurcació A-110/120	Aire (gas)	Atm.	Amb.	Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
A-110	Bifurcació A-103/120 i ejector de gas	Aire (gas)	Atm.	Amb.	Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
A-120	Bifurcació A-103/110 i B-01	Aire (gas)	Atm.	Amb.	Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
A-201	B-01 i bifurcació A-210/220/230	Aire (gas)	Atm.	400	Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
A-210	Bifurcació A-210/220/230 i G-01	Aire (gas)	Atm.	400	Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca

ID	Tram que uneix	Naturalesa del fluid (estat)	P (bar_g)	T (°C)	Schedule / NPS (in)		Material	Calorifugat (gruix)
A-220	Bifurcació A-210/220/230 i G-01	Aire (gas)	Atm.	400	Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
A-230	Bifurcació A-210/220/230 i G-01	Aire (gas)	Atm.	400	Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
F-101	Sitja i H-01	Pinyol d'oliva (sòlid)	Atm.	Amb.	Std. 40	4"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-110	H-01 i T-01	Pinyol d'oliva (sòlid)	Atm.	Amb.	Std. 40	4"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-120	T-01 i G-01	Pinyol d'oliva (sòlid)	Atm.		Std. 40	4"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
F-130	G-01 i dipòsit de cendres	Cendres (sòlid)	Atm.		Std. 40	3"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
F-201	G-01 i C-01	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	2"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-210	C-01 i dipòsit de cendres	Cendres (sòlid)	Atm.		Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-301	C-01 i B-01	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	1" ½	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
F-302	B-01 i bifurcació F-303/304	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	1" ¼	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
F-303	Bifurcació F-302/304 i VS-01	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	1" ¼	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca
F-304	Bifurcació F-302/303 i VS-02	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	1" ¼	Stainless steel 316L (UNS S31603)	Llana de roca

ID	Tram que uneix	Naturalesa del fluid (estat)	P (bar_g)	T (°C)	Schedule / NPS (in)		Material	Calorifugat (gruix)
F-310	VS-01 i PT-01	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	3" x 5"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-320	VS-02 i PT-02	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	3" x 5"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-401	-	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
F-410	-	<i>Syngas</i> (gas)	Atm.		Std. 40	1"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
N-101	Línia gas natural i ejector de gas	Gas natural (gas)	-0,4		Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
W-201	VS-01 i bifurcació W-202/210	Aigua residual (líquid)	Atm.		Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-
W-202	VS-02 i bifurcació W-201/210	Aigua residual (líquid)	Atm.		Std. 40	¾"	Stainless steel 316L (UNS S31603)	-

4.2.2. Disseny de la instrumentació i del control

Caracterització de les estratègies de control

Per tal de dissenyar les estratègies de control, és essencial tenir clars els equips (siguin auxiliars o principals) que conformen el sistema i totes aquelles variables dels equips que cal controlar o regular.

Els equips que conformen el sistema i les seves variables més rellevants són els següents:

Taula 4.8. Equips i línies del sistema de control i les seves variables més rellevants a l'hora de dissenyar les estratègies de control.

Equip o línia ⁽¹⁾	Variables rellevants					
	T	P	Cabal	Nivell	Potència	pH
Gasificador (G-01)	X	X		X		
Cicló (C-01)	X		X			
Bescanviador de calor (B-01)	X	X	X			
Bescanviador de calor (B-02)	X	X	X			
Bomba (P-01)		X	X		X	
Compressor (V-01/02)		X	X		X	
Línia aigua de servei	X	X	X			
Línia aire	X	X	X			
Línia gas natural			X			
Línia <i>syngas</i>	X	X	X			
<i>Packed tower</i> (PT-01/02)	X	X	X	X		X
Tancs (D-01/02)	X			X		X
Transportador (T-01)	X				X	
Tolva (H-01)				X		
<i>Venturi scrubber</i> (VS-01/02)	X		X			

(1) Com no s'ha pogut realitzar el PID de la zona de tractament d'aigua, només s'han inclòs els equips amb més rellevància (B-02, D-01/02 i P-01/02).

Cal tenir present que el projecte és d'R+D, per tant, el nivell de seguiment d'alguns paràmetres és superior als que un sistema destinat a l'ús comercial o industrial necessitaria. Per simplificar l'explicació de l'estratègia de control, s'han realitzat dues taules per tal d'interpretar les estratègies de control dissenyades en diferents condicions d'operació (ref. 30).

En la taula 4.9 s'indica la forma en què actuaran tant les vàlvules controladores com les automàtiques seguint el següent codi:

- Cel·les verdes ("A"): indiquen que la vàlvula roman oberta.
- Cel·les vermelles ("C"): indiquen que la vàlvula roman tancada.
- Cel·les blaves ("A/C"): indiquen que la vàlvula obrirà o tancarà segons el que sigui convenient.

Taula 4.9. Condicions d'operació de les vàlvules controladores i automàtiques per diferents situacions operacionals.

			Operació normal amb equips principals	Operació normal amb equips secundaris	Buidat tanc del compressor V-01	Buidat tanc del compressor V-02	Manteniment VS-01 i PT-01	Manteniment VS-02 i PT-02
	1ra psoada en marxa	Aturada						
AVA101 (Sortida V-01)	O/C	C	O	C	C	O	O/C	O/C
AVA102 (Sortida V-02)	C	C	C	O	O	C	O/C	O/C
AVA110 (A ejector)	O/C	C	C	C	C	C	C	C
AVA310 (A VS-01)	O/C	O/C	O	C	O/C	O/C	C	O
AVA320 (A VS-02)	C	O/C	C	O	O/C	O/C	O	C
AVF101 (Alim. H-01)	O/C	C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C
AVF120 (Alim. G-01)	O/C	C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C
AVN101 (A ejector)	O/C	C	C	C	C	C	C	C
CVA210 (Alim. G-01)	C	C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C
CVA220 (Alim. G-01)	O	C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C
CVA230 (Alim. G-01)	C	C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C	O/C

Taula 4.10. Configuració d'alarmes per cada paràmetre rellevant dels diferents equips.

Paràmetre i unitats	Equip	Set point	Alarma			
			Senyal (baix)	Parada (baix)	Senyal (alt)	Parada (alt)
Temperatura (°C)	G-01 (zona piròlisis)	500	450	300	600	700
	G-01 (zona oxidació)	1.050	800	700	1.125	1.200
	G-01 (zona gasificació)	800	700	600	900	950
	PT-01/02	50	- ⁽¹⁾	- ⁽¹⁾	65	75
Nivell (capacitat %)	D-01/02	70	15	10	80	90
	PT-01/02	- ⁽²⁾	15	10	- ⁽³⁾	- ⁽³⁾
	H-01	- ⁽²⁾	10	5	- ⁽³⁾	- ⁽³⁾

-: No hi ha limitació.

(1): No hi ha alarmes per temperatura massa baixa.

(2): No hi ha *set point* de nivell, ja que les condicions de l'equip no ho requereixen.

(3): No hi ha alarmes per nivell alt, ja que no es necessari.

Taula 4.11. Llistat de vàlvules del PID.

Nom (TAG)	Descripció	Actuador	Senyal	Connexió	Línia / equip	Schedule	NPS (in)	Material
AVA101	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	A-101	Std. 40	1	316L
AVA102	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	A-102	Std. 40	1	316L
AVA110	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	A-101	Std. 40	1	316L
AVA310	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	A-310	Std. 40	1	316L
AVA320	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	A-320	Std. 40	1	316L
AVF101	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	F-101	Std. 40	1	316L
AVF120	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	F-120	Std. 40	1	316L
AVN101	Vàlvula automàtica	Neumàtic	DO	Bridada	N-101	Std. 40	1	316L
CVA210	Vàlvula control	Neumàtic	AO	Bridada	A-210	Std. 40	1	316L
CVA220	Vàlvula control	Neumàtic	AO	Bridada	A-220	Std. 40	1	316L
CVA230	Vàlvula control	Neumàtic	AO	Bridada	A-230	Std. 40	1	316L
KVA110	Vàlvula antiretorn	-	-	Bridada	A-101	Std. 40	1	316L
KVG101	Vàlvula antiretorn	-	-	Bridada	G-101	Std. 40	1	316L
MVA101	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	A-101	Std. 40	1	316L
MVA102	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	A-102	Std. 40	1	316L
MVA103	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	A-103	Std. 40	1	316L
MVA110	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	A-110	Std. 40	1	316L
MVA121	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	A-120	Std. 40	1	316L
MVA122	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	A-120	Std. 40	1	316L
MVA201	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-201	Std. 40	1	316L

Nom (TAG)	Descripció	Actuador	Senyal	Connexió	Línia / equip	Schedule	NPS (in)	Material
MVA202	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-201	Std. 40	1	316L
MVA203	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-201	Std. 40	1	316L
MVA210	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-210	Std. 40	1	316L
MVA211	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-210	Std. 40	1	316L
MVA220	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-220	Std. 40	1	316L
MVA221	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-220	Std. 40	1	316L
MVA230	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-230	Std. 40	1	316L
MVA231	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	A-230	Std. 40	1	316L
MVF101	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-101	Std. 40	4	904L
MVF110	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-110	Std. 40	4	904L
MVF120	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-120	Std. 40	4	904L
MVF130	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-130	Std. 40	3	904L
MVF201	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-201	Std. 40	2	316L
MVF202	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-201	Std. 40	2	316L
MVF203	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-201	Std. 40	2	316L
MVF210	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-210	Std. 40	1	316L
MVF301	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	G-301	Std. 40	1 ½	316L
MVF302	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	G-301	Std. 40	1 ½	316L
MVF303	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	G-301	Std. 40	1 ½	316L
MVF304	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	G-302	Std. 40	1 ¼	316L
MVF305	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	G-302	Std. 40	1 ¼	316L

Nom (TAG)	Descripció	Actuador	Senyal	Connexió	Línia / equip	Schedule	NPS (in)	Material
MVF306	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	G-302	Std. 40	1 ¼	316L
MVF310	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-303	Std. 40	1 ¼	316L
MVF311	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-303	Std. 40	1 ¼	316L
MVF312	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-303	Std. 40	1 ¼	316L
MVF320	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-304	Std. 40	1 ¼	316L
MVF321	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-304	Std. 40	1 ¼	316L
MVF322	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-304	Std. 40	1 ¼	316L
MVF401	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-401	Std. 40	1	316L
MVF410	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	F-410	Std. 40	1	316L
MVG101	Vàlvula manual	Manual	-	Rosca	G-101	Std. 40	¾	904L
MVPT101	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	PT-01	Std. 40	¾	316L
MVPT102	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	PT-02	Std. 40	¾	316L
MVVS101	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	VS-01	Std. 40	¾	904L
MVVS201	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	VS-02	Std. 40	¾	316L
MVW111	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-111	Std. 40	¾	316L
MVW113	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-112	Std. 40	¾	316L
MVW123	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-121	Std. 40	¾	316L
MVW128	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-122	Std. 40	¾	316L
MVW151	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-151	Std. 40	¾	316L
MVW153	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-152	Std. 40	¾	316L
MVW163	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-161	Std. 40	¾	316L

Nom (TAG)	Descripció	Actuador	Senyal	Connexió	Línia / equip	Schedule	NPS (in)	Material
MVW168	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-162	Std. 40	¾	316L
MVW201	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-201	Std. 40	¾	316L
MVW202	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-201	Std. 40	¾	316L
MVW203	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-201	Std. 40	¾	316L
MVW204	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-202	Std. 40	¾	316L
MVW205	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-202	Std. 40	¾	316L
MVW206	Vàlvula manual	Manual	-	Brida	W-202	Std. 40	¾	316L
PSV1	Vàlvula de seguretat	Automàtica	-	Brida	G-01	Std. 40	1	316L
PSV2	Vàlvula de seguretat	Automàtica	-	Brida	PT-01	Std. 40	1	316L
PSV3	Vàlvula de seguretat	Automàtica	-	Brida	PT-02	Std. 40	1	316L

Taula 4.12. Llistat de la instrumentació dels PID.

Nom (TAG)	Descripció	Connexió	Línia / equip	Nom (TAG)	Descripció	Connexió	Línia / equip
FT A111	Transmissor de cabal	Brida	A-111	LT PT201	Transmissor de nivell	Brida	PT-02
FT A201	Transmissor de cabal	Brida	A-201	PT A102	Transmissor de pressió	Brida	A-101
FT A211	Transmissor de cabal	Brida	A-210	PT A105	Transmissor de pressió	Brida	A-102
FT A221	Transmissor de cabal	Brida	A-220	PT G107	Transmissor de pressió	Brida	G-01
FT A231	Transmissor de cabal	Brida	A-230	pHT PT102	Transmissor de pH	Brida	PT-01
FT F102	Transmissor de cabal	Brida	F-102	pHT PT202	Transmissor de pH	Brida	PT-02
FT F311	Transmissor de cabal	Brida	F-311	TT F121	Transmissor de temperatura	Brida	F-120
FT F321	Transmissor de cabal	Brida	F-321	TT F301	Transmissor de temperatura	Brida	F-301
FT G102	Transmissor de cabal	Brida	G-01	TT F302	Transmissor de temperatura	Brida	F-302
FT N102	Transmissor de cabal	Brida	N-101	TT G101	Transmissor de temperatura	Brida	G-01
LT G101	Transmissor de nivell	Brida	G-01	TT G102	Transmissor de temperatura	Brida	G-01
LT H101	Transmissor de nivell	Brida	H-01	TT G103	Transmissor de temperatura	Brida	G-01
LT H102	Transmissor de nivell	Brida	H-01	TT G104	Transmissor de temperatura	Brida	G-01
LT PT101	Transmissor de nivell	Brida	PT-01	TT G105	Transmissor de temperatura	Brida	G-01

4.2.3. Disseny d'equips

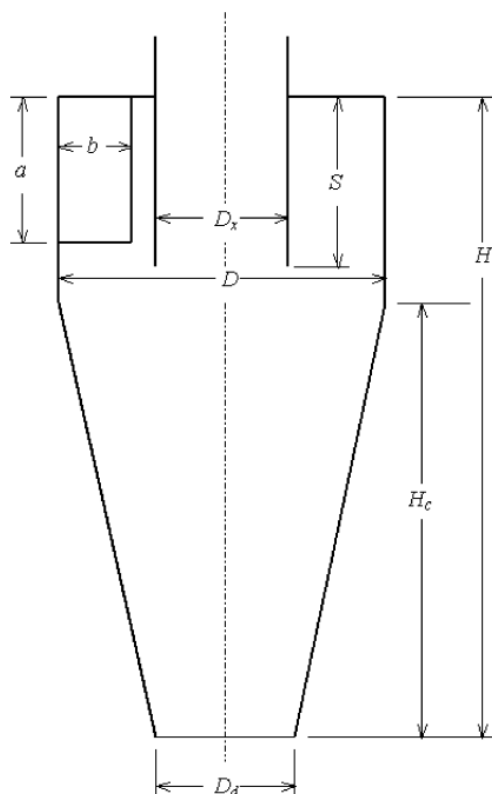
Tolva H-01 i transportador de cargol T-01

Tenint en compte que les dimensions del projecte són reduïdes amb un cabal màxim de biomassa de 10 kg/h, no té sentit l'aplicació de la normativa ANSI/ASAE EP433 DEC1988(R2015). Per aquest motiu, s'ha seleccionat un transportador de cargol sense fi que tingui integrat una tolva. La fitxa d'especificacions es troba en la pàgina 50.

Cicló

Per desenvolupar els càlculs del cicló s'ha partit de la metodologia en el llibre *Gas Cyclones and Swirl Tubes. Principles, Design, and Operation* (ref. 31) i s'ha seleccionat com a geometria de referència la Tergbergen C.

Tenint en compte que perquè l'eficiència del cicló sigui superior al 90%, la velocitat de disseny ha de ser de 20 m/s, s'han dividit les dimensions del cicló Tergbergen C a la meitat. En la figura 4.3 es mostra la geometria del cicló i en la taula 4.13 es mostren els valors dels paràmetres emprats.



Taula 4.13. Paràmetres de la geometria del cicló.

Paràmetre	Unitats (mm)
D	169
D _x	56
S	73
H	465
H-H _c	94
a	50
b	50
D _d	56

Figura 4.3. Geometria del cicló.

Per calcular el temps que triga el cicló a omplir-se de cendres, es considera que el volum útil és el 75% de H_c. Amb la fórmula del volum d'un tronc s'obté que el dipòsit de cendres té una capacitat de 12 L, sabent que la densitat de les cendres és de 400 g/L el cicló té una capacitat d'emmagatzematge de 4,8 kg. La quantitat de residus que retira el cicló de gas és de 7,5 g/h (ref. 32), s'obté que el cicló té una autonomia d'operació de 640 hores per un cabal de biomassa de 10 kg/h.


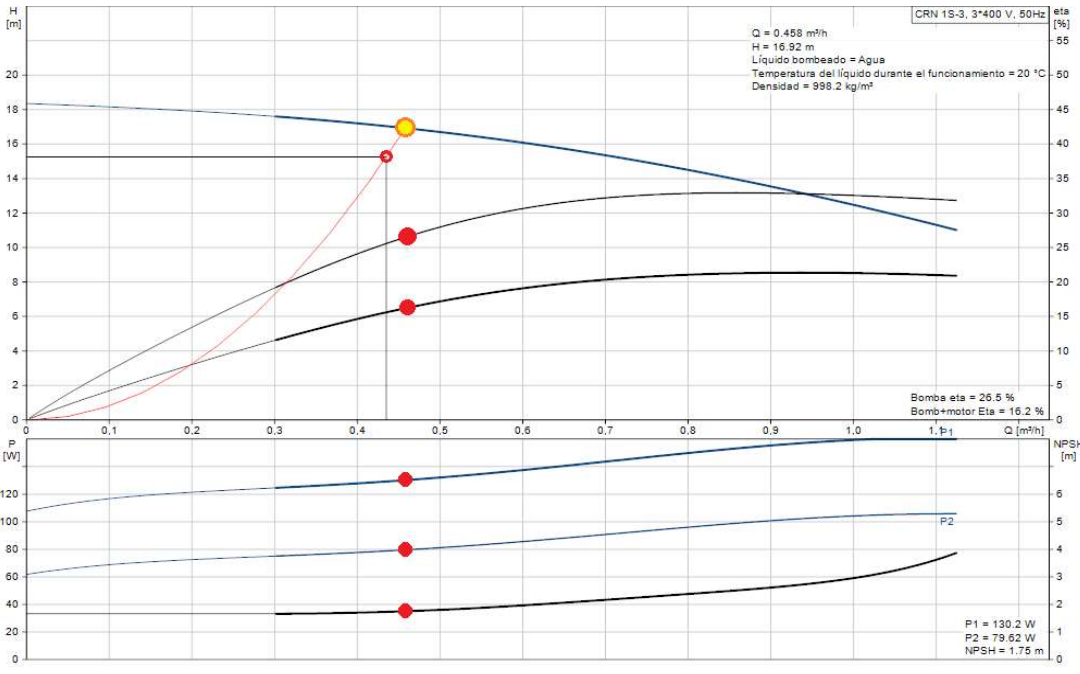

Bomba B-01/02

Pel dimensionament de les bombes s'ha realitzat una sèrie de càlculs per obtenir el valor de l'altura i la potència requerida, els quals es poden consultar en l'annex A.3. *CANONADES I BOMBA*. Un cop obtinguts els valors, mitjançant l'eina de dimensionament que disposa la web de Grundfos (ref. 21), s'ha determinat el model de la bomba més adient. La fitxa d'especificacions de les bombes es troba en la pàgina 51.

Tancs D-01/02

Tenint en compte que el projecte és per la instal·lació d'una planta pilot, la qual ha d'estar situada en un espai limitat, es considera que un volum òptim és l'equivalent al volum d'aigua requerit en una hora quan la planta treballa a la màxima capacitat de processament (10 kg/h de biomassa). Sabent que el cabal d'aigua requerit pel VS-01 i PT-01 en aquestes condicions és de 0,164 m³/h, el volum mínim dels dipòsits ha de ser de 164 L. Les fitxes d'especificacions dels tancs es troben en les pàgines 52-53.

		ESPECIFICACIONS		PROJECTE	TFGEQ_2216_mmartin	
				FULL NÚM.	1/1	
				DATA	31/08/2021	
				PREPARAT	31/08/2021	
				REVISAT	31/08/2021	
				APOVAT	-	
PROVEIDOR I MODEL			Babender DDW-M-DS28			
SERVEI		Alim. Equip G-01	ÍTEM		H-01 / T-01	
TIPUS		-	NÚM. UNITATS		1	
FLUID						
PRODUCT		Pinyols d'oliva triturats	TEMPERATURA		20 °C	
SÒLID		100 % màssic	PRESSIÓ DE VAPOR		N.A. bar	
DENSITAT		724 kg/m ³	VISCOCITAT		- Pa·s	
CONDICIONS D'OPERACIÓ						
CAPACITAT OPERACIÓ	NORMAL	3 kg/h	Humitat aire	NOMINAL	65,00 %	
	DISSENY	10 kg/h		MÀXIMA	85,00 %	
CAPACITAT DISSENY	NOMINAL	- dm ³ /h	DENSITAT A GRANEL	MÀXIMA	1.200 kg/m ³	
	MÀXIMA	25,00 dm ³ /h				
PRESSIÓ D'ASPIRACIÓ	NOMINAL	0,00 bar _g	TEMPERATURA AMBIENT	OPERATION	20 °C	
	MÀXIMA	29,00 bar _g		MÀXIMA	45 °C	
MATERIAL, CONSTRUCCIÓ I DISSENY						
MATERIALS	HOPPER	304	SEGELL	-		
	TAPA	304		CONNEXIÓ	TIPUS	DIN / ANSI
	SPIRAL SCREW	Acer inox.			PRES. NOM.	- bar
	BUSHING	-			ASPIRACIÓ	- mm
PES	NET	12,00 kg	IMPULSIÓ		35x1,5 mm	
	BRUT	- kg				
DADES DEL MOTOR						
CLASSE DE MOTOR		71A		CLASSE	-	
POTÈNCIA	NOMINAL	0,12 kW	EFICIÈNCIA	MOTOR MÀX. CÀRREGA	- %	
	PUNT OPERACIÓ	- kW		MOTOR 3/4 CÀRREGA	- %	
INTENSITAT	NOMINAL	- A		MOTOR 1/2 CÀRREGA	- %	
	START	- %				
VELOCITAT	OPCIONAL	66 rpm	GRAU DE PROTECCIÓ (IEC 34-5)			
	DEFECTE	254 rpm	TIPUS D'AILLAMENT (IEC 85)			
FREQUÈNCIA DE XARXA		50 Hz				
NOMBRE DE POLS		-				
GRÀFICS I IMATGE						
						
COMENTARIS						
-: Informació no disponible						
N.A.: No aplica						

		ESPECIFICACIONS		PROJECTE TFGEQ_2216_ mmartin	
				FULL NÚM. 1/1	
				DATA 31/08/2021	
				PREPARAT 31/08/2021	
				REVISAT 31/08/2021	
				APOVAT -	
PROVEIDOR I MODEL		CRN 1S-3 A-FGJ-A-V-HQQV			
SERVEI	Alim. Equip VS-01/02	ÍTEM	P-01/02		
TIPUS	Centrifuga	NÚM. UNITATS	2		
FLUID					
PRODUCT	Aigua		TEMPERATURA	20 °C	
SÒLID	N.A.	% màssic	PRESSIÓ DE VAPOR	0,023 bar	
DENSITAT	1.000	kg/m ³	VISCOCITAT	0,001 Pa·s	
CONDICIONS D'OPERACIÓ					
CAPACITAT	NORMAL	0,435	m ³ /h	DIFERÈNCIA D'ALTURA	
	DISSENY	0,458	m ³ /h	NOMINAL	
PRESSIÓ D'IMPULSIÓ	NOMINAL	-	bar _g	DISPONIBLE	
	MÀXIMA	25,00	bar _g	REQUIRED	
PRESSIÓ D'ASPIRACIÓ	NOMINAL	-	bar _g	TEMPERATURA OPERATION	
	MÍNIMA	-	bar _g	MÀXIMA	
MATERIAL, CONSTRUCCIÓ I DISSENY					
ORIENTACIÓ DE LA BOMBA		Vertical		SEGELL	
				Single	
MATERIALS	BASE	Acer inox. AISI 316		CONNEXIÓ	
	IMPULSOR	Acer inox. AISI 316			
	BUSHING	SIC			
					TIPUS
				DIN / ANSI / JIS	
				PRES. NOM.	
				10 bar	
				ASPIRACIÓ	
				25/32 DN	
				IMPULSIÓ	
				25/32 DN	
PES	NET	20,50	kg		
	BRUT	23,20	kg		
DADES DEL MOTOR					
CLASSE DE MOTOR		71A		CLASSE	IE3 73,8%
POTÈNCIA	NOMINAL	0,37	kW	EFICIÈNCIA	MOTOR MÀX. CÀRREGA
	PUNT OPERACIÓ	0,14	kW		73.8 %
INTENSITAT	NOMINAL	1,74 / 1,00	A		MOTOR 3/4 CÀRREGA
	START	490-530	%		79.0 %
VELOCITAT	NOMINAL	2.850-2.880	rpm	MOTOR 1/2 CÀRREGA	
	DEFECTE	2,873	rpm	75.5 %	
FREQUÈNCIA DE XARXA		50		GRAU DE PROTECCIÓ (IEC 34-5)	
				55 Dust / Jetting	
NOMBRE DE POLS		2		TIPUS D'AILLAMENT (IEC 85)	
				F	
GRÀFICS I IMATGE					
 <p> CRN 1S-3, 3*400 V, 50Hz eta [%] Q = 0.458 m³/h H = 16.92 m Líquido bombeado = Agua Temperatura del líquido durante el funcionamiento = 20 °C Densidad = 998.2 kg/m³ </p> <p> Bomba eta = 26.5 % Bomb+motor Eta = 16.2 % </p> <p> P1 = 130.2 W P2 = 79.62 W NPSH = 1.75 m </p>					
COMENTARIS					
Homologació a les plaques d'identificació: CE, EAC, UKCA, SEPRO					
Tolerància de corba: ISO9906:2012 3B					
-: Informació no disponible					
N.A.: No aplica					

5. MODELITZACIÓ

En aquest apartat es mostren les diferents simulacions realitzades, així com els models emprats per dur-les a terme. En l'Annex A.4. *MODEL GASIFICADOR EES*, es pot consultar informació complementària.

5.1. Procés de modelització

La modelització i simulació dels processos és essencial per comprendre els fenòmens i predir el comportament d'un sistema, a més de poder analitzar els efectes de diverses variables sobre el rendiment del procés. La investigació d'aquests, és important a fi d'optimitzar el funcionament dels sistemes i la implementació de nous dissenys innovadors.

En les últimes dècades, l'estudi del procés de la gasificació ha resultat amb el desenvolupat diferents models, els quals es troben en la taula 5.1.

Taula 5.1. Característiques dels models del procés de gasificació (ref. 6) (ref. 33).

Model	Característiques	Limitacions
Equilibri termo-dinàmic	Resol una sèrie d'equacions d'equilibri termodinàmic plantejades, les quals poden, o no, involucrar equacions de conservació de massa i energia.	Assumeix l'estat d'equilibri. No considera els efectes de la hidrodinàmica i geometria.
Cinètic	Estudia el progrés de les reaccions al llarg del reactor, donant la composició del <i>syngas</i> en diferents punts del gasificador, tenint en compte tant la geometria com la hidrodinàmica del reactor.	Limita la geometria assumint una hidrodinàmica del reactor simple. Resultats molt sensibles als paràmetres cinètics empírics seleccionats.
ANN	Resol una regressió matemàtica per correlacionar els paràmetres d'entrada i sortida de dades experimentals, sense tenir en compte l'equilibri termodinàmic ni la cinètica que involucra el procés.	Requereix gran quantitat de dades d'experiments. Resultats precisos només per condicions similars a les dades experimentals utilitzades per l'entrenament.
CFD	Es basa en models (tipus Euler) que involucren la mecànica de fluids, per resoldre una sèrie d'equacions de conservació de massa, energia i moment, en una regió determinada del gasificador.	Requereix softwares especialitzats i gran poder computacional. Per una bona predicció, es requereix la hidrodinàmica del reactor ben coneguda.
Simulació de procés	Utilitza una seqüència d'aproximacions dividint el procés en sub-processos per resoldre una sèrie d'equacions basades en models d'equilibri termodinàmic o cinètic.	Requereix softwares especialitzats. Depenent de les equacions utilitzades, els resultats són similars als models d'equilibri termodinàmic o cinètic.

Tenint en compte les especificacions del client, per modelitzar el gasificador amb el programa EES, s'ha partit del model d'equilibri termodinàmic modificat de Maria Puig del 2010 (ref. 34), amb la finalitat de què aquest s'ajusti als diferents avanços que s'han realitzat en l'última dècada en l'àrea d'investigació dels models de gasificació amb biomassa.

La resta del procés, ha estat realitzada amb un model de simulació de procés, utilitzant el programa Aspen Plus[®], tal com es mostra en l'apartat 4.1.2. *Diagrama de simulació*.

5.2. Model d'equilibri termodinàmic

Els models d'equilibri termodinàmics es basen en l'equilibri de les reaccions de gasificació que s'esdevenen en l'interior del gasificador assumint que el sistema està en estat d'equilibri. Encara que l'equilibri químic o termodinàmic no és assolit dins de gasificador, ja que els càlculs són independents del disseny del gasificador, aquests models proporcionen, amb una precisió considerable, el rendiment del producte obtingut.

Aquests models es basen en la determinació de l'equilibri químic amb un dels següents mètodes: a partir de les constants d'equilibri (model estequiomètric) o per la minimització de l'energia lliure de Gibbs (model no-estequiomètric).

En els últims anys, s'han realitzat diverses publicacions amb revisions de models de gasificació de biomassa, la majoria dels quals es centren en totes les categories esmentades en la taula 5.2. Pel que fa als models termodinàmics, les referències més recents són la de Silva et al. (2019) (ref. 6) que se centra en els models modificats basats en el mètode estequiomètric, i Ferreira et al. (2019) (ref. 35) que se centra en models basats tant en el mètode estequiomètric com el no estequiomètric. Seguint la classificació de Ferreira (taula 5.2), els models d'equilibri termodinàmic es categoritzen amb quatre diferents.

Taula 5.2. Característiques dels models d'equilibri termodinàmic (ref. 35).

Model	Característiques
Equilibri termodinàmic	Equilibri termodinàmic global. Sobreestima concentració de CO i H ₂ . Subestima concentració de CH ₄ , CO ₂ i tars.
Equilibri modificat	Utilitza equacions empíriques per determinar la conversió de tar, char, conversió de carboni, entre altres. La reacció <i>water-gas shift</i> es considera en equilibri. Utilitza correlacions, factors de correcció i considera l'efecte de l'entalpia.
Quasi-equilibri	Assumeix una temperatura de quasi-equilibri. S'aplica una temperatura inferior en l'equilibri per millorar la predicció de producció de CH ₄ , tar i char. Necessita equacions de correlacions i factors de correcció, entre altres.
Mètode d'energia lliure restringida	Considera equilibri local. Prediu la producció de CH ₄ , tar i char. Modelitza simultàniament reaccions químiques i efecte de l'entalpia.

Tenint en compte la bibliografia revisada s'ha desenvolupat un model de quasi-termo-equilibri modificat partint dels models proposats per Mazhkoo et al. (2021) (ref. 36) i Silva et al. (2022) (ref. 37). La figura 5.1 mostra un diagrama de flux simplificat de les principals variables que intervenen en la modelització del procés de gasificació.

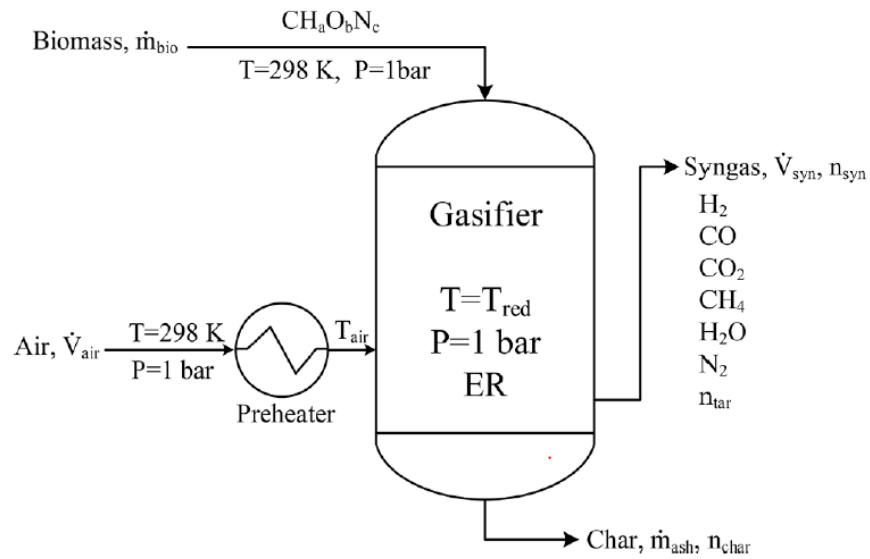


Figura 5.1. Diagrama del procés de gasificació de la modelització (ref. 36).

5.3. Condicions de partida del model

En primera instància, el plantejament d'aquesta tasca era modificar el codi original de Maria Puig per adaptar-lo als nous avanços, però enfront a la complexitat dels nous avanços finalment es va refer el codi. En la taula 5.3 s'esmenten les principals diferències entre el model original i el desenvolupat en el present projecte.

Taula 5.3. Principals diferències entre els models de gasificadors realitzats amb EES.

Paràmetre	M. Puig	Manel Martín
Comp. bio.	$CH_xO_yN_z + wH_2O$	$CH_aO_bN_cS_d + eAsh + wH_2O_{(l)}$
Agent gasificant	Tot i que en tots dos models es tenen en compte els mateixos agents gasificants (aire, oxigen i vapor), en el codi original engloba la humitat de l'aigua i el vapor com el mateix paràmetre (wH_2O), mentre que en el nou model es tenen en compte com a dos paràmetres diferents ($wH_2O_{(l)}$ i $zH_2O_{(vap)}$), fet el qual fa que sigui més intuïtiu d'entendre.	
Char	Fixat com una variable d'entrada.	Es calcula utilitzant una de les dues equacions empíriques incloses al codi, les quals cadascuna s'executa en un rang de ER i T determinat.
Tar	No està inclòs dintre del codi i es calcula de forma independent. No es contempla per tal de calcular els valors de les constants d'equilibri.	Es calcula utilitzant una equació empírica proposta per Kirsanovs et al. (2016) (ref. 38). Es contempla per tal de calcular els valors de les constants d'equilibri utilitza les propietats del benzè.
Reacció global	Expressió extreta dels comentaris inclosos en el codi: $CH_xO_yN_z + wH_2O + m(O_2 + 3,76N_2)$ $= n_{H_2}H_2 + n_{CO}CO + n_{CO_2}CO_2$ $+ n_{H_2O}H_2O + n_{CH_4}CH_4$ $+ \left(\frac{z}{2} + 3,76m\right)N_2$	$CH_aO_bN_cS_d + eAsh + wH_2O_{(l)} + zH_2O_{(vap)} + r(O_2 + \theta N_2)$ $\rightarrow n_{H_2}H_2 + n_{CO}CO + n_{CO_2}CO_2 + n_{CH_4}CH_4$ $+ (0,5c + r\theta)N_2 + dH_2S + n_{H_2O}H_2O + n_{tar}CH_pO_q$ $+ n_{char}C + n_{ash}Ash$
Reaccions contemplades	<i>Water-gas shit:</i> $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	<i>Water-gas shit:</i> $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ <i>Metanització:</i> $C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$
Condicions d'equilibri	En el cos de la tesi s'indica que les expressions utilitzades per calcular K_{wgs} són les proposades per Jarunghammachote & Dutta (2007) (ref. 39). Es fixa la quantitat de CH_4 produït de forma que no es té en compte la reacció de metanització.	Les constants d'equilibri (K_{wgs} i K_m) s'han calculat tenint en compte que la temperatura d'equilibri provoca canvis en les propietats estàndards de les reaccions (tant ΔG^0 i ΔH^0 varien en funció de T). De forma que els valors s'obtenen integrant la següent expressió: $\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^0}{RT^2}$

5.3.1. Aproximacions del model

Per tal de poder modelitzar el procés de gasificació en un gasificador *downdraft*, s'ha assumit (ref. 6):

- Temps de residència infinit (ref. 40), per tant, les reaccions químiques que es duen a terme en l'estat d'equilibri.
- Mescla perfecta i temperatura uniforme al llarg del gasificador.
- La mescla de gasos produïts es comporta com un gas ideal.
- La pressió total del sistema és constant ($P = 101.325$ Pa), encara que la pressió parcial dels components del *syngas* no ho és, i es calcula per l'equilibri químic (ref. 40).
- L'aire com agent de gasificació està compost només d' O_2 i N_2 .
- Les cendres (*ash*) es consideren un compost inert,
- El *char* s'assimila al carboni (grafè), per tant, s'utilitzen les seves propietats.
- Les propietats del tar s'assimilen al benzè (C_6H_6), ja que és un dels hidrocarburs lleugers majoritaris en la seva composició, per tant, s'utilitzen les seves propietats. Tot i així, la fórmula utilitzada en el balanç de matèria és $C_oH_pO_q$.
- Tots els possibles compostos produïts pel sofre de la biomassa (H_2S , SO_x , COS) s'assimilen a H_2S . Encara que pel càlcul de la combustió total de la biomassa és té en compte que tot el sofre es converteix en SO_2 .
- Tots els possibles compostos produïts pel nitrogen de la biomassa (NH_3 , NO_x , HCN) s'assimilen a N_2 . L' N_2 es tracta com un compost inert.

5.3.2. Representació biomassa

Per a desenvolupar el model del gasificador, es defineix la fórmula de la biomassa en base humida (wb) com " $CH_aO_bN_cS_d + eAsh + wH_2O$ ", on els paràmetres a, b, c, d, e i w, es determinen a partir de les característiques de la biomassa. Els paràmetres a-e, (rati molar de l'hidrogen, oxigen, nitrogen, sofre i cendres respecte al carboni), es calculen a partir dels resultats de l'anàlisi elemental (taula 3.7), amb l'equació 5.1, i el paràmetre w, es calcula a partir dels resultats de l'anàlisi d'humitat amb l'equació 5.2. L'equació 5.3 mostra el càlcul de la massa molar de la biomassa (ref. 37).

$$a = \frac{X_{i,db}}{C_{db}} \frac{M_C}{M_{X_i}} \text{ per } i = a, b, c, d, e; i X_i = H, O, N, S, Ash \quad (5.1)$$

$$w = \left(\frac{MC}{1 - MC} \right) \left(\frac{M_{bio}}{M_{H_2O}} \right) \quad (5.2)$$

$$M_{bio_{db}} = (C_{db} + H_{db} + O_{db} + N_{db} + S_{db}) \frac{M_C}{C_{db}} \quad (5.3)$$

Per tal de dur a terme la gasificació, a part de la biomassa també és necessari un agent gasificant, el qual té un paper fonamental a l'hora de determinar les característiques del *syngas* produït. Entre els principals agents gasificants que s'utilitzen actualment es troben l'oxigen, el vapor, l'aire o una mescla d'aquests (aire-vapor o oxigen-vapor), encara que per gasificadors a petita escala normalment s'utilitza l'aire (ref. 6).

5.3.3. Ratis dels paràmetres d'entrada

Per dur a terme la gasificació, a part de la biomassa és necessari un agent gasificant, el qual té un paper fonamental a l'hora de determinar les característiques del *syngas* produït. Entre els principals agents gasificants que s'utilitzen actualment es troben l'oxigen, el vapor, l'aire o una mescla d'aquests (aire-vapor o oxigen-vapor), encara que per gasificadors a petita escala normalment s'utilitza l'aire.

Un dels paràmetres més importants a l'hora de dissenyar un gasificador i que afecta significativament a la composició del *syngas* és el *equivalence ratio* (ER), el qual indica la ràtio entre la quantitat d'aire alimentat i la quantitat d'aire requerit de forma estequiomètrica per la combustió total de la biomassa (ref. 33). Aquesta definició és la mateixa que la de l'aire d'excés que s'utilitza en els sistemes de combustió, però en el cas de l'ER es busca treballar en un dèficit d'aire.

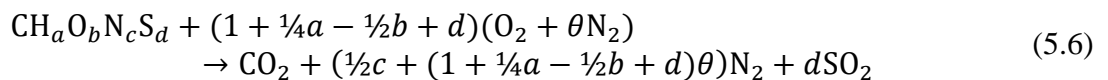
En la gasificació l'alimentació d'aire és una fracció del valor estequiomètric (valor inferior a 1), per tal d'assegurar que la biomassa sigui gasificada en lloc de cremada. Encara que s'ha d'anar amb compte, ja que valors excessivament petits de ER (<0,2) pot resultar en problemes per gasificació incompleta, excés de formació de *char* o reducció del poder calorífic del *syngas*. D'altra banda, un valor massa elevat (>0,4) resulta en l'augment de compostos de la combustió (CO₂ i H₂O) juntament amb la disminució dels productes desitjats (H₂ i CO).

Per determinar el valor de ER, primer cal introduir el paràmetre *air-fuel ratio* (AFR), el qual es defineix com la ràtio entre la quantitat (o cabal) d'aire i combustible que s'alimenta en el gasificador (equació 5.4) i, per tant, l'ER es pot expressar com l'equació 5.5.

$$AFR = \frac{m_{air}}{m_{bio_{db}}} \quad (5.4)$$

$$ER = \frac{AFR}{AFR_{stoic}} \quad (5.5)$$

En aquest treball es considera que en la combustió estequiomètrica de la biomassa (equació 5.6) els àtoms de nitrogen formen N₂, els àtoms de sofre formen H₂S, i la cendra es considerarà com un compost inert. On θ (equació 5.7), es refereix la ràtio molar de nitrogen-oxigen en l'atmosfera de treball, el qual si es treballa amb aire (79% N₂ i 21% O₂) té un valor de 3,76. Per tant, el valor d'AFR_{stoic} s'obté amb l'equació 5.8.



$$\theta = \frac{x_{N_2,air}}{x_{O_2,air}} \quad (5.7)$$

$$AFR_{stoic} = \left(1 + \frac{1}{2}a - \frac{1}{2}b + d\right) \frac{M_{O_2} + \theta M_{N_2}}{M_{bio}} \quad (5.8)$$

D'aquesta forma l'expressió per calcular l'ER queda com:

$$ER = \frac{AFR}{(1 + 0,25a - 0,5b + d) \frac{M_{bio}}{M_{O_2} + \theta M_{N_2}}} \quad (5.9)$$

Per tal de simplificar l'equació de la reacció de gasificació, s'estableix el terme r (equació 5.10), el qual indica el nombre de mols d'oxigen que entren com agent gasificant per mol de biomassa.

$$r = ER(1 + 0,25a - 0,5b + d) \quad (5.10)$$

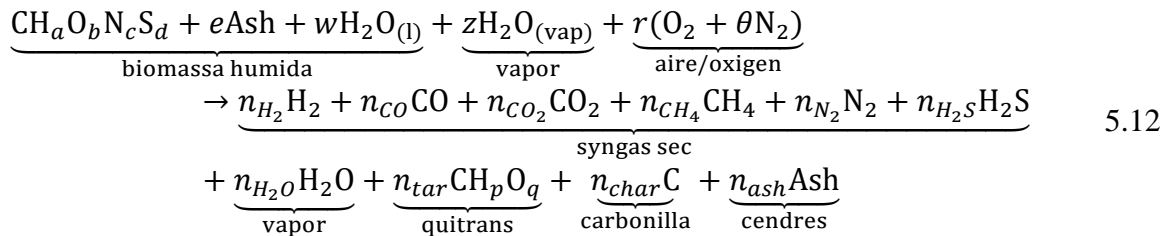
Un altre terme rellevant és el *steam-to-biomass ratio* (SBR), el qual s'utilitza per representar la quantitat de vapor per quantitat de biomassa alimentada quan l'agent gasificant conté vapor o una mescla de vapor-aire. Aquest es calcula de la mateixa forma que l'AFR, i s'expressa amb la lletra z (equació 5.11). L'ús del vapor com agent gasificant té un paper clau per la producció d'un *syngas* amb major poder calorífic, ja que augmenta la concentració de CO i H₂, i en comparació amb l'aire (medi amb major quantitat d'O₂) obté una concentració més elevada de CO₂ ja que predominen més les reaccions d'oxidació. El *syngas* produït amb l'aire té un valor de poder calorífic d'entre 4-7 MJ/Nm³, amb el vapor es pot arribar a obtenir entre 10-17 MJ/Nm³ (ref. 33).

$$SBR = \frac{m_{steam}}{m_{bio_{db}}} \quad 5.11$$

Tot i que treballar amb vapor pot semblar més atractiu, aquest també té una sèrie de desavantatges, ja que no pot assolir temperatures tan elevades, conseqüentment la quantitat de *tars* en el *syngas* és més elevada, pot haver-hi menys conversió del carboni en gas i globalment comportar problemes d'averies o manteniments a causa de *fouling* per incrustació dels compostos.

5.3.4. Balanç de matèria

Per tal de desenvolupar els càlculs del model hi ha dues formes de representar els compostos del *syngas* produït, amb el nombre de mols (n_i) o amb la fracció molar dels compostos en la fase gasos (y_i). En aquest cas, es treballa amb el nombre de mols, de forma que la reacció global de gasificació considerada és la següent:



Els balanços de matèria elemental, estan representats en les equacions 5.12-5.16. No es realitza el balanç de les cendres, ja que la quantitat de cendra produïda s'obté directament de la caracterització de la mostra.

$$\text{Carboni:} \quad 1 - n_{CO} - n_{CO_2} - n_{CH_4} - n_{tar} - n_{char} = 0 \quad (5.13)$$

$$\text{Hidrogen:} \quad a + 2w + 2z - 2n_{H_2} - 2n_{H_2O} - 4n_{CH_4} - 2d - pn_{tar} = 0 \quad (5.14)$$

$$\text{Oxigen:} \quad b + w + z + 2r - n_{CO} - 2n_{CO_2} - n_{H_2O} - qn_{tar} = 0 \quad (5.15)$$

$$\text{Nitrogen:} \quad c + 2r\theta - 2n_{N_2} = 0 \quad (5.16)$$

$$\text{Sofre:} \quad d - n_{H_2S} = 0 \quad (5.17)$$

5.3.5. Producció de tar i char

La producció de tar i char com a subproductes de la gasificació en gasificadors tipus *fixed bed* (petita-mitjana escala), és un tema que recentment està agafant importància degut al creixent interès de poder estandaritzar tecnologies les quals tinguin un llarg període d'operació sense necessitat de manteniments, alta eficiència i baix impacte ambiental per tal d'implementar-les de forma comercial com una font d'energia renovable no intermitent.

Per aquest motiu, la publicació de papers amb models rigorosos que tenen en consideració aquests compostos està a l'ordre del dia. L'evolució dels models en les últimes dècades ha passat de negligir o fixar la seva quantitat o utilitzar correlacions empíriques per gasificadors tipus *fluidized bed* (dècada dels 00's i mitjans dels 10's) (ref. 6), a desenvolupar correlacions específiques per gasificadors *downdraft* (ref. 38) (ref. 40) o correlacions generalitzades per qualsevol tipus de gasificador (ref. 37) (finals dels 10's fins a l'actualitat).

El tar té una composició molt complexa que engloba, entre altres, estructures aromàtiques i no aromàtiques que poden crear algunes complicacions operatives. Els problemes operatius més crítics són la condensació del tar que a la llarga acaba obstruint el pas de la biomassa en el gasificador, i la corrosió de les parets. La composició del tar està significativament influenciada per diversos factors, com la temperatura de gasificació, el tipus de gasificador i l'ER.

Complementàriament al tar, també es forma un altre subproducte, el char, el qual es presenta com a restes de carbó vegetal i cendres. La formació del char, és degut al fet que en el procés de gasificació la conversió del carboni, present a la biomassa, en carboni gasos és parcial; és a dir, hi ha una part del carboni que no assoleix l'estat d'equilibri i es queda en estat sòlid. Com que el char tampoc té una composició fixa, poder predir les seves propietats per la seva formació inclou diversos factors, com la temperatura de gasificació, el tipus de gasificador, l'ER i les característiques de la biomassa.

Com es pot observar, la formació de char i tar depenen de variables que també afecten significativament a la composició del syngas produït (les més rellevants són la T i l'ER). Per aquest motiu, l'ús d'equacions empíriques per obtenir millors estimacions i reducció d'errors en els models d'equilibri termodinàmic han incrementat notablement.

Entre les diferents expressions empíriques per la formació del tar, s'ha seleccionat la de Ibrahim et al. (2022) (equació 5.18), ja que només utilitza dades d'experiments amb gasificadors *downdraft* per desenvolupar l'expressió empírica i treballa amb un rang d'ER d'entre 0,155 i 0,415. En la figura 5.2 es mostra el valor de conversió del tar per diferents biomasses, i com es pot observar totes les conversions són inferiors al 0,50%, fet el qual concorda en les condicions reals d'un gasificador *downdraft*, on el syngas de sortida del gasificador té una concentració de tars d'entre 0,015 i 3 g/Nm³ (ref. 33).

$$W_{tar} = 0,8212e^{-3,281ER} \quad 5.18$$

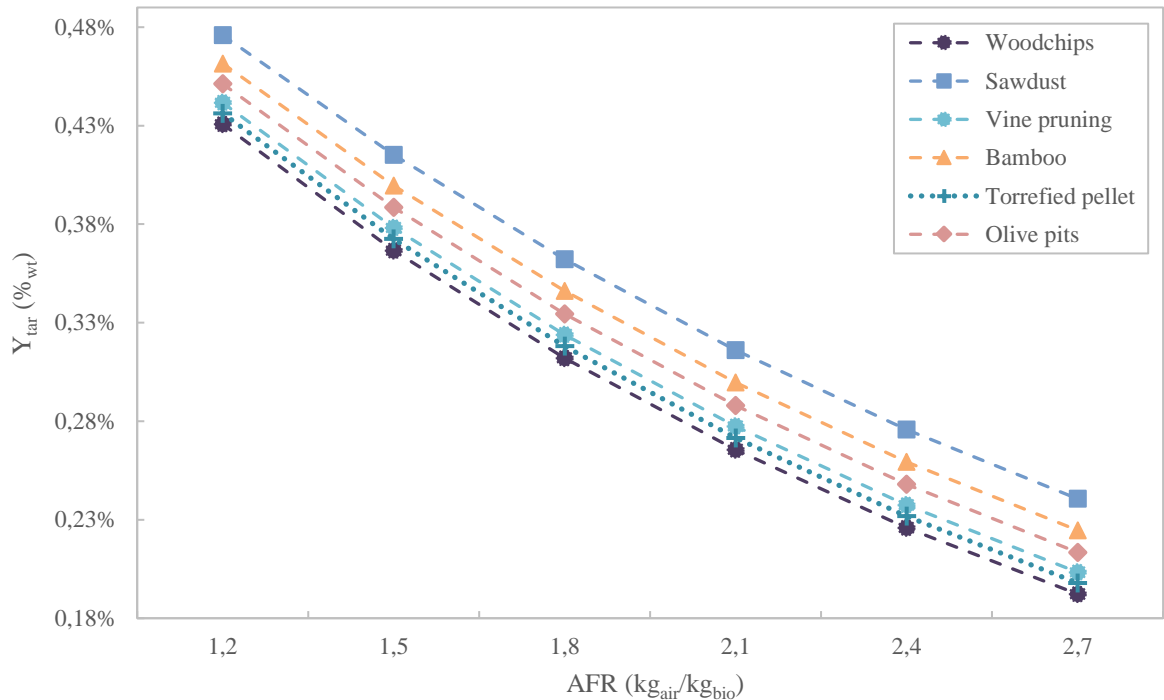


Figura 5.2. Conversió del tar de diferents biomasses aplicant la correlació de Ibrahim et al. (2022) (ref. 40).

I s'adapta a les condicions reals d'un gasificador *downdraft*, on el *syngas* de sortida del gasificador té una concentració de tars d'entre 0,015 i 3 g/Nm³ (ref. 33).

Pel que fa al char, s'ha utilitzat l'expressió empírica proposada per Krisanovs et al. (2016) (ref. 38) (equació 5.19), ja que treballa amb un rang de conversió de char d'entre 4,37-10,72%, el qual es considera una molt bona aproximació.

$$W_{char}\% = (6,643 - 0,006T)^2 + 2,108AFR + 0,193MC + 0,487Ash \quad 5.19$$

Dos paràmetres molt importants que determinen l'eficiència del gasificador són el *cold gas efficiency* (CGE) i *carbon conversion efficiency* (CCE). El CGE quantifica la conversió d'energia (equació 5.20), i el CCE (equació 5.21) és la ràtio entre la quantitat de carboni en el *syngas* i la quantitat de carboni en la biomassa consumida.

$$CGE\% = \frac{\dot{V}_{syn}LHV_{syn}}{\dot{m}_{bio}LHV_{bio}} \cdot 100 \quad 5.20$$

$$CCE\% = \frac{\dot{V}_{syn} \sum(\gamma_{C,i}y_{C,i}) \frac{M_C}{V_m}}{\dot{m}_{bio}C} \cdot 100 \quad 5.21$$

On LHV_{syn} i LHV_{bio} són els poders calorífics inferiors del *syngas* i la biomassa, C la quantitat de carboni en la biomassa, \dot{V}_{syn} és el cabal volumètric del *syngas* produït, $\gamma_{C,i}$ el número d'àtoms de carboni en el compost i , $y_{C,i}$ representa la fracció molar de cada compost que conte carboni en el *syngas*, i V_m és el volum molar del gas ideal a condicions normals de pressió i temperatura (101.325 Pa, 273,15 K) el qual equival a 0,0224 m³/mol.

Encara que en aquest projecte s'ha determinat el valor de LHV_{bio} , hi ha una expressió empírica per determinar el valor HHV_{bio} (equació 5.22) per posteriorment calcular LHV amb l'equació 4.7. En el codi de l'EES queda inclosa l'equació 5.22 per poder ser emprada en futurs projectes.

$$\begin{aligned}
HHV_{bio} = & 20,7999 - \frac{0,3214VM}{C_{fix}} + 0,0051 \left(\frac{VM}{C_{fix}} \right)^2 - \frac{11,2277Ash}{VM} + 4,4954 \left(\frac{Ash}{VM} \right)^2 \\
& - 0,7223 \left(\frac{Ash}{VM} \right)^3 + 0,0383 \left(\frac{Ash}{VM} \right)^4 + \frac{0,0076C_{fix}}{Ash}
\end{aligned} \tag{5.22}$$

Amb l'expressió proposta per Li et al. (ref. 41), tenint en compte que es considera el nitrogen del aire com un compost inert, es pot obtenir el cabal volumètric del *syngas* amb la següent expressió:

$$\dot{V}_{syn} = \left(\frac{0,79\dot{V}_{air}}{y_{N_2,syn}} \right) \left(\frac{T_{syn}}{T_{air}} \right) \tag{5.23}$$

On \dot{V}_{syn} i \dot{V}_{air} van en Nm³/h.

5.3.6. Balanç d'energia

Per realitzar el balanç d'energia, es considera que:

- L'energia cinètica i potencial són negligibles ($\Delta\dot{E}_{cin} = \Delta\dot{E}_{pot} = 0$)
- El sistema es troba en estat estacionari ($d(mU)_{cv}/dt = 0$)
- No s'aplica cap forma de treball extern al procés ($\dot{W} = 0$)
- El procés no és adiabàtic.

L'equació del balanç d'energia es construeix assumint un procés de gasificació no adiabàtica en el qual la temperatura de gasificació varia en termes diferents. A causa de la suposició de processos no adiabàtics, l'equació de balanç d'energia s'aconsegueix afegint els termes de recuperació de calor residual (Q_{loss}), i en termes de recuperació de calor residual com a ΔH_1 per assecar la matèria primera i ΔH_2 pel preescalfament de l'aire.

Per tant, l'equació global del balanç energètic, considerant les suposicions esmentades i desenvolupant els termes d'entalpia de formació:

$$\begin{aligned}
\bar{H}_{f,bio}^0 + m(\bar{H}_{f,O_2}^0 + \bar{H}_{f,N_2}^0) + w(\bar{H}_{f,H_2O(l)}^0 + H_{vap}) + \Delta H_1 + \Delta H_2 \\
= \sum n_i \bar{H}_{f,i}^0 + \int_{298}^{T_r} \left(\sum n_i C_{p,i} \right) dT + Q_{loss}
\end{aligned} \tag{5.24}$$

5.3.7. Constants d'equilibri

Com el gasificador opera a pressió baixa ($P \cong atm.$), s'assimila que l'estat d'equilibri dels diferents compostos segueix el comportament dels gasos ideals. Tenint en compte aquesta suposició i les reaccions reversibles en el procés de gasificació, la constant d'equilibri (K_i) va en funció de l'energia lliure de Gibbs, i al mateix temps, aplicant la llei de Dalton sabem que la constant d'equilibri està definida per les pressions parcials dels compostos que formen part de les reaccions en la fase gas. D'aquesta forma, es pot expressar la constant d'equilibri com:

$$K = \exp \left(\frac{-\Delta G_T^0}{RT_T} \right) = \frac{\sum P_{0p}^{v_p}}{\sum P_{0r}^{v_r}} = \frac{\sum y_p^{v_p}}{\sum y_r^{v_r}} \tag{5.25}$$

Pel desenvolupament d'aquest model, s'apliquen les reaccions de *water-gas shift* i metanització per calcular les relacions entre les substàncies, expressades en les següents equacions:



D'acord a l'equació 5.23, les constants d'equilibri d'aquestes reaccions es poden escriure com:

$$K_{wgs} = \frac{y_{H_2} y_{CO_2}}{y_{CO} y_{H_2O}} \quad 5.28$$

$$K_m = \frac{y_{CH_4}}{y_{H_2}^2} \quad 5.29$$

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^o}{RT^2} \quad 5.30$$

Per calcular el valor de K per cadascuna de les reaccions cal realitzar l'integral de l'equació 5.30, que resulta amb una expressió llarga i complexa, però que es pot separar en tres termes els quals representen una contribució diferent, tal com es mostra a continuació:

$$K_i = K_{i_1} K_{i_2} K_{i_3} \quad 5.31$$

El terme K_{i_1} representa el valor de la constant d'equilibri a la temperatura de referència T_0 (298,15 K), K_{i_2} representa la influència de la temperatura de treball sobre l'energia lliure de Gibbs estàndard a la temperatura de referència, i K_{i_3} representa la influència de la temperatura de treball sobre l'entalpia de formació estàndard a la temperatura de referència. Aquests tres termes es calculen amb les següents equacions (ref. 42):

$$K_{i_1} = \exp\left(\frac{-\Delta G_0^o}{RT_0}\right) \quad 5.32$$

$$K_{i_2} = \exp\left[\frac{\Delta H_0^o}{RT_0} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right)\right] \quad 5.33$$

$$K_{i_3} = \exp\left\{\Delta A \left[\ln\left(\frac{T}{T_0}\right) - \left(\frac{T - T_0}{T}\right)\right] + \frac{1}{2} \Delta B \frac{(T - T_0)^2}{T} + \frac{1}{6} \Delta C \frac{(T - T_0)^2 (T + 2T_0)}{T} + \frac{1}{2} \Delta D \frac{(T - T_0)^2}{T^2 T_0^2}\right\} \quad 5.34$$

5.3.8. Resultats i comparació amb Aspen

Aquest apartat no s'ha pogut dur a terme fet que no s'ha pogut tenir accés de forma remota al programa EES durant el mes d'agost del 2022. Tot i així, en els annexos es troba el codi del model que s'ha desenvolupat.

6. SEGURETAT PERSONAL I MANTENIMENT DE LES INSTAL·LACIONS

El manteniment general ha d'estar realitzat d'acord amb les instruccions de l'article 49 del MIE APQ-1 (ref. 43), secció 4.

Per tal d'establir un sistema de manteniment adequat, és necessari determinar fins a quin punt són crítics els equips a partir d'una matriu de risc, i basant-se en això, s'han definit les accions a seguir per tal de garantir el seu bon manteniment. Els diversos tipus de manteniment són els següents:

- **Preventiu:** pren accions per garantir que el servei romangui dins uns nivells determinats de servei.
- **Predictiu:** busca conèixer l'estat i desgast dels equips i definir actuacions en base això.
- **Reactiu:** es duen a terme accions després de la fallada de l'equip.

El nivell de criticitat de cada equip es determina amb la següent expressió:

$$\text{Criticitat} = \text{Probabilitat} \cdot \text{Conseqüències}$$

A la següent matriu queden recollides les definicions que s'han fet tant de la probabilitat com les freqüències i les conseqüències:

Taula 6.1. Matriu de risc.

Llegenda			Probabilitat					
Freqüència (esdeveniments / any)		Conseqüències	1	2	3	4	5	
1	Improbable	$f \leq 10^{-6}$	1	Menyspreables				
2	Estrany	$10^{-5} \geq f \geq 10^{-6}$	2	Menors				
3	Poc probable	$10^{-4} \geq f \geq 10^{-5}$	3	Moderades				
4	Possible	$10^{-3} \geq f \geq 10^{-4}$	4	Majors				
5	Molt possible	$f \geq 10^{-3}$	5	Catastròfiques				

		Conseqüències				
		1	2	3	4	5
Conseqüències	1					
	2					
	3					
	4					
	5					

Tipus de risc: ■ Menyspreable ■ Baix ■ Moderat ■ Mitja ■ Alt ■ Inacceptable

Les categories de les conseqüències queden regides en base al seu impacte al personal, la població, el medi ambient i a la producció de les instal·lacions. L'afectació associada a cadascun d'aquests àmbits per cada categoria de conseqüències queda recollida a la següent taula:

Taula 6.2. Definició de les categories de conseqüències.

Cat.	Danys al personal	Efecte a la població	Impacte ambiental	Període d'afectació
5	Mort o incapacitat total permanent, danys severos o malalties en un o més membres de l'empresa.	Mort o incapacitat total permanent, danys severos o malalties en un o més membres de la població.	Danys irreversibles que violen regulacions i lleis ambientals.	Aturada superior a un mes.
4	Incapacitat parcial, permanent, ferides severes o malalties en un o més membres de l'empresa.	Incapacitat parcial, permanent, ferides severes o malalties en almenys un membre de la població.	Danys reversibles, però que violen regulacions i lleis ambientals.	Aturada superior a una setmana.
3	Danys o malalties greus de diversos membres. Necessitat de suspensió laboral.	Hospitalització d'almenys 3 persones.	Danys ambientals reversibles que no violen lleis i regulacions, i on la restauració pot ser acumulada.	Aturada d'entre un dia i una setmana.
2	Requeriment de tractament mèdic o primers auxilis	Requeriment de tractament mèdic o primers auxilis.	Danys ambientals mínims sense violació de lleis i regulacions.	Aturada d'un dia
1	Sense afectació.	Sense afectació.	Sense danys i violació de lleis.	Sense afectació. Aturada inferior d'una hora.

Finalment, a la taula següent es mostra la freqüència més elevada dels possibles esdeveniments que poden tenir lloc a cadascun dels equips del sistema, juntament amb els seus valors de conseqüències i criticitat, així com del tipus de manteniment requerit i les accions que es duren a terme.

Taula 5.3. Criticitat associada a cadascun dels equips i accions de manteniment recomanades.

Equip	Índex de criticitat				Filosofia de manteniment	Pla de manteniment
	Freq. ⁽¹⁾	Prob.	Conseq.	Criticitat		
H-01 (Tolva)	10 ⁻⁴	3	1	3	Predictiva	- Revisió visual diària.
T-01 (Transportador de cargol)	2·10 ⁻⁶	2	1	2	Predictiva	- Revisió visual diària.
G-01 (Gasificador)	10 ⁻⁴	3	3	9	Preventiva / Reactiu	- Revisió visual diària. - Revisió anual completa.
V-01/02 (Compressors d'aire)	5·10 ⁻⁵	3	1	3	Predictiva	- Revisió visual diària. - Manteniment setmanal i lubricació mensual.
V-01/02 (tancs d'aire)	10 ⁻⁵	3	2	6	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària. - Purga d'aigua diària.
B-01 (Bescanviador de calor tipus flux creuat)	10 ⁻⁶	1	4	4	Preventiva / Predictiva / Reactiu	- Revisió visual diària. - Revisió anual completa. - Comprovació bimensual del coeficient de transferència de calor per la prevenció de <i>fouling</i> .
C-01 (Cicló)	10 ⁻⁴	3	2	6	Preventiva / Predictiva /	- Revisió visual diària. - Revisió anual completa.
VS-01/02 (Venturi scrubber)	10 ⁻⁴	3	2	6	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària. - Revisió anual completa.
PT-01/02 (Packed tower)	10 ⁻⁴	3	2	6	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària. - Revisió anual completa.
P-01/10 (Bombes)	10 ⁻⁴	3	2	6	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària. - Manteniment setmanal i lubricació mensual.

B-02 (Aerorefrigerant)	10 ⁻⁶	1	3	3	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària. - Revisió anual completa.
D-01/02 (Tanques d'aigua)	10 ⁻⁴	3	2	6	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària.
Línies de procés (canonades)	5·10 ⁻⁶	2	3	6	Preventiva / Predictiva	- Revisió visual diària. - Inspecció visual diària de canonades F-301 i F-3XX per evitar danys per erosió i corrosió.
Instrumentació	-	2	2	4	Predictiva	- Revisió visual diària. - Calibratge cada 3 mesos.

(1) Tots els valors de freqüències han estat extretes del manual BEVI Risk Assessment (ref. 44). Cada escenari plantejat pels diferents equips es llista a continuació:

H-01: Escenari per un tanc d'emmagatzematge atmosfèric. G3: Fuita continua per un orifici de diàmetre efectiu de 10 mm.

T-01: Escenari per canonades sobre el terra amb diàmetre nominal d'entre 75-150 mm. G2: Fuita amb un diàmetre efectiu del 10% del diàmetre nominal, fins un màxim de 50 mm.

G-01: Escenari per un reactor o unitat de procés. G3: Fuita continua per un orifici de diàmetre efectiu de 10 mm.

V-01/02 i P-01/10: Escenari per una bomba o compressor centrífug. G2: Fuita (10% diàmetre) (Es considera els dos compressors com un equip ja que operen de forma alterna).

B-01/02: Escenari per bescanviadors de calor on el fluid perillós circula per dins de les canonades i la carcassa té una pressió de disseny que és igual o superior que la pressió màxima a la que pot treballar la canonada del fluid perillós. G1: Ruptura de 10 canonades al mateix temps.

VS-01/02 i PT-01/02: Escenari per un reactor o unitat de procés. G3: Fuita continua per un orifici de diàmetre efectiu de 10 mm (En cada cas només es considera un equip ja que operen de forma alterna).

Canonades: Escenari per canonades sobre el terra amb diàmetre nominal inferior a 75 mm. G2: Fuita amb un diàmetre efectiu del 10% del diàmetre nominal, fins un màxim de 50 mm.

7. MANUALS

En el present apartat es descriuen les diferents condicions a les quals es troben els equips de la planta pilot per cadascun dels possibles escenaris operacionals que es poden donar.

Pel que fa al posicionament de les diferents vàlvules en cadascun dels possibles escenaris contemplats (arrencada, aturada, escombrat de línies...), es troba recollit a la taula 4.9. En aquesta taula, seguint un codi de colors i lletres si la vàlvula romandrà oberta (“A”, verd), tancada (“C”, vermell) o oberta o tancada segons convingui (“A/C”, blau).

Per a dur a terme les proves de manera segura i estandarditzar el procés per a l'operació de la planta pilot, s'ha dissenyat una metodologia per a cada procediment, entre aquests procediments es troben (ref. 32):

1. Prova de fuites
2. Posada en marxa
3. Procediment d'apagat
4. Procediment d'apagat d'emergència

A continuació s'explica la metodologia de cada procediment.

Prova de fuites

Abans de realitzar la prova de fuites dels equips i línies del procés, s'ha de verificar que tots els manòmetres tinguin aigua, realitzar-los una prova de fuites el primer cop que s'opera el gasificador i posteriorment de forma periòdica.

Per a realitzar la prova de fuites s'han de tancar les vàlvules corresponents i s'ha de revisar amb aigua ensabonada tots els possibles punts que puguin tenir fuites, i en cas de trobar algun punt s'ha de corregir.

Posada en marxa

Abans que la planta comenci a operar, és necessari encendre el quadre elèctric, el compressor d'aire (en cas de ser el primer cop), el transportador de cargol (fins a carregar el gasificador), les bombes (verificant que el sistema de transvasament entre dipòsits funciona adequadament, ajustar els cabals i verificar que el *flooded elbow* del *venturi scrubber* estigui ple d'aigua) i la campana extractora de gasos (en cas de trobar-se en un laboratori o una nau).

Un cop tots els equips estiguin llestos per operar amb normalitat s'ha de verificar que les temperatures siguin pròximes a la temperatura ambient, i verificar que les pressions siguin les correctes.

Posteriorment, obrir la vàlvula manual de gas natural (MVG101) seguit de la vàlvula d'aire MVA110. Un cop encesa la biomassa, s'obri la vàlvula d'aire MVA121 i es tanquen les dues primeres vàlvules fins que el gasificador aconseguixi la temperatura d'operació en la zona de combustió. Es requereixen uns 5 minuts si en la zona de combustió s'usa carbó vegetal (restes recol·lectades d'una anterior operació) i 15-20 minuts si s'utilitza només biomassa.

Procediment d'apagat

Per tal d'apagar la planta, primerament es tanca l'alimentació de biomassa. Un cop consumit tota la biomassa es tanca l'alimentació d'aire i s'apaga el compressor. Un cop deixi de circular cabal per les línies F-3XX, s'apaga la bomba i es tanca les vàlvules manuals d'aigua de servei. Finalment, un cop que els equips es refredin, es pot disposar a extreure les cendres del gasificador i cicló, i l'aigua del *venturi scrubber* i la *packed tower*.

Procediment d'apagat d'emergència

En cas que s'esdevingui un fet inesperat en la parta, i sigui necessari realitzar un apagat d'emergència, s'ha de seguir el següent procediment:

1. Tancar la vàlvula d'alimentació de biomassa (MVF120) i d'aire (MVA202), i obrir la vàlvula (MVA203) perquè segueixi funcionant el bescanviador B-01 perquè refredi el *syngas* en direcció al *venturi scrubber*.
2. Un cop es verifiqui que la planta és segura, es pot tancar la vàlvula MVA103 I MVA203.
3. Seguidament, apagar la bomba P-01 i un cop la bomba s'aturi, tancar les vàlvules manuals que entren als equips VS-01/02 i PT-01/02, i obrir les vàlvules MVVS-101/201 per buidar els *venturi scrubbers*.
4. Un cop es refredi el gasificador i el cicló (temperatura inferior a 70 °C), es poden obrir les vàlvules manuals MVF-130/210 per buidar els equips de les cendres.
5. Finalment, es pot identificar el motiu de la fallada i solucionar la causa d'aquesta abans de tornar a encendre la planta.

8. VIABILITAT TÈCNICA I ECONÒMICA

En aquest apartat es discutirà la viabilitat del projecte en l'àmbit tècnic, econòmic i mediambiental. Ja que el dimensionament dels equips és a escala de laboratori, no es pot aplicar la metodologia del Turton et al. (ref. 45), així que la majoria d'equips s'estimarà el seu preu a partir de la tesi doctoral de Vargas Salgado, CA (ref. 32).

Per tal de poder tenir una perspectiva realista sobre l'aspecte econòmic i mediambiental, es considera que la planta pilot (8,5 kW) s'escala a 51 kW i 85 kW, potències en què es pot implementar el projecte a cooperatives agroalimentàries o comunitats energètiques de petita escala.

8.1. Viabilitat tècnica

Tenint en compte el dimensionament dels equips, en el cas que no disposi de la tolva amb el transportador de cargol, la planta pilot té una autonomia d'entre 3 i 10 hores. Si s'afegeix els 110 L de la tolva el gasificador podria operar en continu i s'augmentaria el període de proveïment de pinyols d'oliva a un interval d'entre 11 i 36 hores. Considerant que en la posada en marxa el temps que triga el gasificador en assolir la temperatura d'operació és d'entre 5 i 30 minuts (ref. 32), el temps de treball disponible amb una càrrega permet dur a terme un gran nombre de configuracions experimentals.

8.2. Viabilitat econòmica

Per tal de calcular la inversió inicial, es té en compte els costos dels principals equips de la planta pilot dels equips per les quatre situacions plantejades.

Taula 8.1. Preu dels equips.

Equip	Preu (€)			
	Planta pilot (8,5 kW)	Planta pilot sense equips duplicats	Planta 1:6 (51 kW)	Planta 1:10 (85 kW)
H-01+T-01	2.000	1.000	2.000	2.000
G-01	2.000	2.000	2.000	4.000
V-01/02	6.090	3.045	6.090	6.090
B-01	1.000	1.000	2.000	2.000
C-01	400	400	800	800
VS-0X+PT-0X	4.265	2.132	4.265	8.384
P-01/02	4.126	2.063	2.063	4.126
B-02	1.328	1328	1328	2656
D-01/02	193,98	193,98	193,98	295,98
Total	21.403	13.162	17.295	30.352

Com es pot observar en la taula anterior, els costos inicials per la construcció de la planta pilot dissenyada en aquest projecte és de 21.403€.

9. CONCLUSIONS

En aquest projecte s'ha realitzat una proposta per l'ús de les restes de la indústria de l'oliva com a font d'energia renovable en forma de *syngas*. Dita proposta incorpora un sistema de tractament del *syngas* produït al gasificador per tal de poder donar-li un ús immediat com a matèria primera per generar productes d'interès o utilitzant el *syngas* directament com a combustible per generar electricitat.

També s'ha elaborat una anàlisi de mostres de biomassa locals per determinar les seves característiques. Dits resultats han estat usats per dur a terme la simulació de la planta i es podran fer servir com a referència per futurs projectes enfocats en l'ús de la biomassa com a matèria renovable.

A banda de la simulació del procés realitzat amb Aspen Plus, s'ha desenvolupat un model d'equilibri termodinàmic per gasificadors *downdrafts* amb l'EES, el qual, encara que no s'hagi pogut realitzar una comparativa entre els resultats obtinguts dels dos programes, el model amb EES podrà ser usat en propers projectes o investigacions que segueixin aquesta línia de recerca.

L'avaluació econòmica demostra que l'escalat de la planta pilot (8,5 kW), comporta un gran marge de reducció de costos materials. En el cas d'augmentar la potència 6 cops (51 kW), els costos individuals dels equips es dupliquen, i per una potència 10 cops superior, el cost dels equips es triplica.

A nivell personal, aquest projecte m'ha brindat l'oportunitat d'enfocar els coneixements adquirits durant el grau d'una forma diferent, en l'haver d'adaptar els fonaments per plantes industrials a una petita escala on moltes de les metodologies que coneixia no es podien aplicar.

10. REFERÈNCIES I BIBLIOGRAFIA

- (ref. 1) Universitat Rovira i Virgili. Grup de Recerca en Enginyeria Tèrmica Aplicada CREVER. Recuperat el 20 de març del 2022, de <https://www.crever.urv.cat/es/el-grupo/>
- (ref. 2) *Boletines de Mercado 2*. Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación. Recuperat el 12 de maig del 2022, de https://www.mapa.gob.es/es/agricultura/temas/producciones-agricolas/aceite-oliva-y-aceituna-mesa/boletines_de_mercado.aspx
- (ref. 3) *Zonas productoras en España / Esencia de Olivo - Aceite de Oliva*. Esencia de Olivo. Recuperat el 10 de febrer del 2022, de <http://www.esenciadeolivo.es/aceite-de-oliva/aceite-de-oliva-en-espana/zonas-productoras-en-espana/>
- (ref. 4) Aguado, R. (2021, 12 gener). Techno-Economic Assessment of a Gasification Plant for Distributed Cogeneration in the Agrifood Sector. *MDPI*. Recuperat 24 de març de 2022, de <https://www.mdpi.com/2076-3417/11/2/660>
- (ref. 5) Recari Ansa, J. (2017). Gasification of biomass and solid recovered fuels (SRFs) for the synthesis of liquid fuels (Tesi Doctoral). Universitat Rovira i Virgili.
- (ref. 6) Silva, I. P., Lima, R. M., Silva, G. F., Ruzene, D. S., & Silva, D. P. (2019). Thermodynamic equilibrium model based on stoichiometric method for biomass gasification: A review of model modifications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews, 114*.
- (ref. 7) Basu, P. (2010a). Chapter 6 - Design of Biomass Gasifiers. En *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design* (pp. 167–228). Academic Press. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-374988-8.00006-4>
- (ref. 8) ISO. (2015, 1 septembre). Solid biofuels — Determination of moisture content — Oven dry method — Part 1: Total moisture — Reference method (ISO 18134–1:2015(E) ed.). ISO.
- (ref. 9) ISO. (2015b, octubre 15). *Solid biofuels — Determination of the content of volatile matter*(ISO 18123:2015(E) ed.). ISO.
- (ref. 10) ISO. (2015). *Solid biofuels — Determination of ash content* (ISO 18122 ed.). ISO.
- (ref. 11) Recari Ansa, J. (2017). Gasification of biomass and solid recovered fuels (SRFs) for the synthesis of liquid fuels (Tesi Doctoral). Universitat Rovira i Virgili.
- (ref. 12) NSAI Standards. (2017). *Solid biofuels - Determination of calorific value (ISO 18125:2017)*(ISO 18125:2017 ed.). NSAI Standards.
- (ref. 13) Gravalos, I., Xyradakis, P., Kateris, D., Gialamas, T., Bartzialis, D., & Giannoulis, K. (2016). An Experimental Determination of Gross Calorific Value of Different Agroforestry Species and Bio-Based Industry Residues. *Natural Resources, 07*(01), 57–68. <https://doi.org/10.4236/nr.2016.71006>
- (ref. 14) Blasco Soler, B. (2018). Evaluación de los recursos agrícolas para su valorización energética en calderas spouted bed reactors (TFG). Universitat Politècnica de València.

- (ref. 15) ISO. (2015a). *Solid biofuels — Determination of bulk density* (ISO 17828 ed.). ISO.
- (ref. 16) *Venta de Hueso de Aceituna a un Precio Increíble al Por Mayor y al Por Menor*. Pellets del Sur. Recuperat el 16 de març del 2022, de <https://pelletsdelsur.com/projects/hueso-de-aceituna-calidad-a1/>
- (ref. 17) Rollinson, A. N. (2016). Gasification reactor engineering approach to understanding the formation of biochar properties. *Proceedings of the Royal Society A: Mathematical, Physical and Engineering Sciences*, 472(2192), 20150841. <https://doi.org/10.1098/rspa.2015.0841>
- (ref. 18) ALL Power Labs. (2018, 23 octubre). *The Five Processes of Gasification*. Recuperat el 15 de gener del 2022, de <https://www.allpowerlabs.com/gasification-explained>
- (ref. 19) *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1*.
- (ref. 20) *API 650, Welded Tanks for Oil Storage*.
- (ref. 21) Bombas GRUNDFOS España S.A.. GRUNDFOS. Recuperat el 20 de juny del 2022, de <https://www.grundfos.com/es>
- (ref. 22) Tavares, R. Et al. (2020). Numerical investigation of optimum operating conditions for syngas and hydrogen production from biomass gasification using Aspen Plus. *Renewable Energy* 2020;146. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.07.051>
- (ref. 23) Marcantonio, V., et al. (2020). Evaluation of sorbents for high temperature removal of tars, hydrogen sulphide, hydrogen chloride and ammonia from biomass-derived syngas by using Aspen Plus. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(11), 6651–6662. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.12.142>
- (ref. 24) Pala LPR et al. (2017). Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: an aspen plus model. *RenewEnergy* 2017;101:484e92. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.08.069>
- (ref. 25) AspenTech Aspen Plus Getting Started Modeling Processes with Solids V8.4, Aspen Technology, Inc., 2013.
- (ref. 26) AspenTech Aspen Plus Getting Started Modeling Processes with Electrolytes V8.4, Aspen Technology, Inc., 2013.
- (ref. 27) Rueda Lillo. F.J. (2016). Absorción de contaminantes inorgánicos de un gas de gasificación de RDF mediante sosa cáustica. Universidad de Sevilla.
- (ref. 28) Leiva Aguilera, M. ^a. J. (2017). Escayola aditivada con residuos de cáscaras de Arroz (Tesi Doctoral). Universidad Politécnica de Madrid.
- (ref. 29) Dunn, R. F. (2017). *Handbook of Air Pollution Control Systems and Devices*. Second Edition. Taylor & Francis.
- (ref. 30) Zurita Sánchez, A. (2021). Design of a pilot plant for the reclamation of industrial wastewater with minimum liquid discharge (TFG). Universitat Rovira i Virgili.
- (ref. 31) Hoffmann, A. C., & Stein, L. E. (2010). *Gas Cyclones and Swirl Tubes*. Springer Publishing.

- (ref. 32) Vargas Salgado, CA. (2012). Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación Downdraft y lecho fluidizado burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia [Tesis doctoral no publicada]. Universitat Politècnica de València. <https://doi.org/10.4995/Thesis/10251/16379>
- (ref. 33) Basu, P. (2013). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction* (2.^a ed.). Elsevier Gezondheidszorg. <https://doi.org/10.1016/C2011-0-07564-6>
- (ref. 34) Puig Arnavat, M. (2011, octubre). *Performance modelling and validation of biomass gasifiers for trigeneration plants* (Tesi Doctoral). Universitat Rovira i Virgili.
- (ref. 35) Ferreira, S., et al. (2019). A Holistic Review on Biomass Gasification Modified Equilibrium Models. *Energies*, 12(1), 160. <https://doi.org/10.3390/en12010160>
- (ref. 36) Mazhkoo, S., et al. (2021). A comprehensive experimental and modeling investigation of walnut shell gasification process in a pilot-scale downdraft gasifier integrated with an internal combustion engine. *Energy Conversion and Management*, 231, 113836. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113836>
- (ref. 37) Silva, I.P. et al (2022). Development of a semi-empirical model for woody biomass gasification based on stoichiometric thermodynamic equilibrium model. *Energy*, 241. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.122894>
- (ref. 38) Kirsanovs, V., et al. (2016). Biomass gasification thermodynamic model including tar and char. *Agronomy Research* 14(4), 1321–1331, 2016
- (ref. 39) Jarungthammachote, S. & Dutta, A. (2007). Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, 32. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2007.01.010>
- (ref. 40) Ibrahim, A. et al. (2022). An advanced, comprehensive thermochemical equilibrium model of a downdraft biomass gasifier. *Renewable Energy*, 194. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2022.05.069>
- (ref. 41) Li, C. et al. (2019). Experimental and modeling investigation of an integrated biomass gasifierenginegenerator system for power generation and waste heat recovery. *Energy Convers Manage* 2019;199:112023. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112023>
- (ref. 42) Smith J. M. & Van Ness H. C. (2017). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (8th ed.). McGraw-Hill Education.
- (ref. 43) España. Real Decreto 656/2017, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas complementarias MIE APQ 0 a 10. Boletín Oficial del Estado, 25 de julio de 2017, núm. 176.
- (ref. 44) *Document Reference Manual BEVI Risk Assessments* version 3.2.
- (ref. 45) Turton, R., et al. (2018). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (version Fifth edition.) Fifth ed. Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences. Boston: Prentice Hall.

ANNEXOS

A.1. PLANIFICACIÓ FINAL

El diagrama de Gantt final del projecte es troba en la pàgina 78.

A.2. RESULTATS AGROLAB

En les pàgines 79-82 s'adjunten els resultats dels anàlisis d'AGROLAB

Diagrama de Gantt

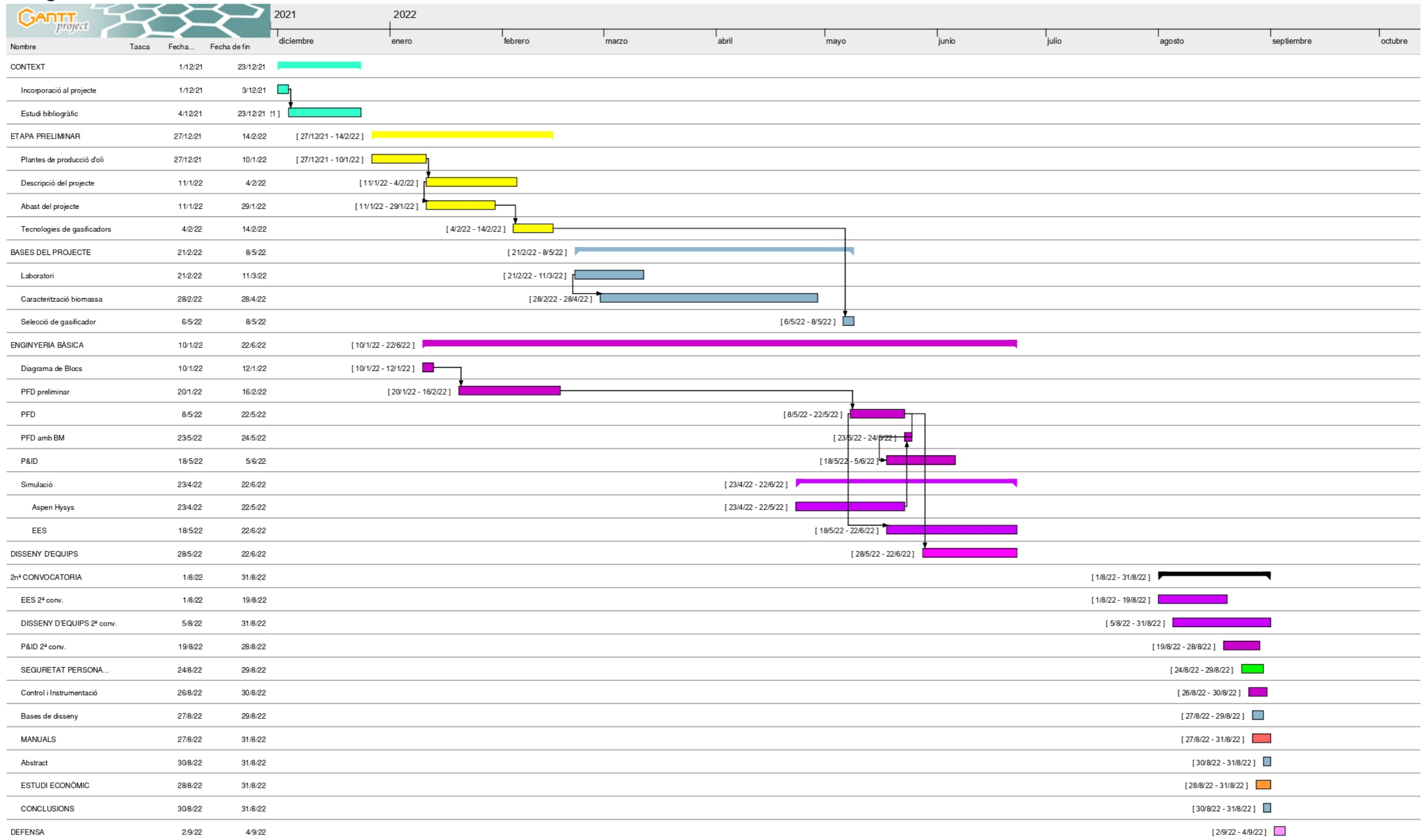


Figura A.1. Diagrama de Gantt final del projecte.

AGROLAB MEDIOAMBIENTE S.L.U.

C\Estany, parcela 5.1.5., nave
64-65
43006 TARRAGONA
Tel. +34 877 99 03 89



FUNDACIÓ UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI-
(FURV)
Escorxador, s/n
Tarragona
43003 Tarragona

Fecha 31.03.2022
Nº cliente 10000300453

INFORME ANALÍTICO

Orden 413707 DESEMBRE 2021
No. Muestra 743593 material
Fecha de recepción 11.03.2022
Fecha de toma de muestra 01.12.2021
Muestreador Cliente *
Referencia del cliente PINYOL D'OLIVA

	Unidad	Resultados	Sustancia	Método
Análisis sobre la muestra original				
Ceniza (850 °C)	u) %	0,655	MS	DIN 51719 (mod.) : 1997-07(PL)
Análisis Elemental				
Azufre (S)	u) %	0,41	MS	DIN 51724-3 : 2012-07(PL)
Carbono (C)	u) %	54	MS	EN 15104(PL)
Cloro total	u) %	0,03	MS	DIN 51727 (B)(PL)
Hidrógeno (H)	u) %	5,6	MS	DIN EN 15104:2011(PL)
Oxígeno (incl. Cenizas 815°C)	u) %	38,1	MS	Cálculo(PL)
Cenizas (815°C)	u) %	1,36	MS	DIN 51719 : 1997-07(PL)
Oxígeno	u) %	38,8	MS	Cálculo(PL)
Otros análisis				
Nitrógeno (N)	u) %	0,24	MS	DIN EN 16168 : 2012-11(PL)

Para resultados superiores al límite de cuantificación, las incertidumbres de medición de los parámetros analíticos acreditados y la información relacionada con el método para su estimación, están a disposición del cliente. Los criterios mínimos de rendimiento de los métodos aplicados se basan generalmente en la Directiva 2009/90/CE de la Comisión Europea con respecto a la incertidumbre de la medición.

Nota: MF = materia fresca, MS = materia seca

u) Ensayo subcontratado a un laboratorio de AGROLAB GROUP

Laboratorio del Grupo Agrolab

Análisis realizado por

(PL) AGROLAB ubicación Plauen, Jößnitzer Str. 113, 08525 Plauen, acreditado según DIN EN ISO/IEC 17025:2018, Número de acreditación: D-PL-14087-01-00

Métodos

Cálculo; DIN EN 15104:2011; DIN EN 16168 : 2012-11; DIN 51719 : 1997-07; DIN 51719 (mod.) : 1997-07; DIN 51724-3 : 2012-07; DIN 51727 (B); EN 15104

Comentarios*:

ENVAS DE PLASTIC APROX 1Kg

AGROLAB MEDIOAMBIENTE S.L.U.

C\Estany, parcela 5.1.5., nave
64-65
43006 TARRAGONA
Tel. +34 877 99 03 89



Fecha 31.03.2022
Nº cliente 10000300453

INFORME ANALÍTICO

Orden **413707 DESEMBRE 2021**
No. Muestra **743593 material**
Referencia del cliente **PINYOL D'OLIVA**

Inicio de análisis: 11.03.2022
Final de análisis: 31.03.2022

Los resultados se relacionan solamente con las muestras analizadas. La identificación y referencia de la muestra han sido facilitadas por el cliente. El laboratorio no se hace responsable de la información aportada por el cliente. Para las muestras en las que el laboratorio no ha realizado la toma de la misma, los resultados corresponden a la muestra tal y como se recibió. La copia parcial o total de este documento requiere la autorización expresa por parte del laboratorio.

AGROLAB MEDIOAMBIENT María José Vidal, Tel. +34/877066304
CRM (Customer Relationship Manager)

AGROLAB MEDIOAMBIENTE S.L.U.

C\Estany, parcela 5.1.5., nave
64-65
43006 TARRAGONA
Tel. +34 877 99 03 89



FUNDACIÓ UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI-
(FURV)
Escorxador, s/n
Tarragona
43003 Tarragona

Fecha 31.03.2022
Nº cliente 10000300453

INFORME ANALÍTICO

Orden 413707 DESEMBRE 2021
No. Muestra 743594 material
Fecha de recepción 11.03.2022
Fecha de toma de muestra 01.12.2021
Muestreador Cliente *
Referencia del cliente CLOSCA D'ARRÒS

	Unidad	Resultados	Sustancia	Método
Análisis sobre la muestra original				
Ceniza (850 °C)	^{u)} %	12,6	MS	DIN 51719 (mod.) : 1997-07(PL)
Análisis Elemental				
Azufre (S)	^{u)} %	<0,10 (LDD)	MS	DIN 51724-3 : 2012-07(PL)
Carbono (C)	^{u)} %	49	MS	EN 15104(PL)
Cloro total	^{u)} %	0,31	MS	DIN 51727 (B)(PL)
Hidrógeno (H)	^{u)} %	4,8	MS	DIN EN 15104:2011(PL)
Oxígeno (incl. Cenizas 815°C)	^{u)} %	32,8 ^{x)}	MS	Cálculo(PL)
Otros análisis				
Cenizas (815°C)	^{u)} %	12,7	MS	DIN 51719 : 1997-07(PL)
Oxígeno	^{u)} %	32,9 ^{x)}	MS	Cálculo(PL)
Otros análisis				
Nitrógeno (N)	^{u)} %	0,47	MS	DIN EN 16168 : 2012-11(PL)

x) El cálculo se realiza sin tener en cuenta los resultados inferiores al límite de cuantificación.

"<.... (LDD) o n.d.: por debajo del límite de detección.

Para resultados superiores al límite de cuantificación, las incertidumbres de medición de los parámetros analíticos acreditados y la información relacionada con el método para su estimación, están a disposición del cliente. Los criterios mínimos de rendimiento de los métodos aplicados se basan generalmente en la Directiva 2009/90/CE de la Comisión Europea con respecto a la incertidumbre de la medición.

Nota: MF = materia fresca, MS = materia seca

u) Ensayo subcontratado a un laboratorio de AGROLAB GROUP

Laboratorio del Grupo Agrolab

Análisis realizado por

(PL) AGROLAB ubicación Plauen, Jöbñitzer Str. 113, 08525 Plauen, acreditado según DIN EN ISO/IEC 17025:2018, Número de acreditación: D-PL-14087-01-00

Métodos

Cálculo; DIN EN 15104:2011; DIN EN 16168 : 2012-11; DIN 51719 : 1997-07; DIN 51719 (mod.) : 1997-07; DIN 51724-3 : 2012-07; DIN 51727 (B); EN 15104

Comentarios*:

ENVAS DE PLASTIC APROX 1Kg

AGROLAB MEDIOAMBIENTE S.L.U.

C\Estany, parcela 5.1.5., nave
64-65
43006 TARRAGONA
Tel. +34 877 99 03 89



Fecha 31.03.2022
N° cliente 10000300453

INFORME ANALÍTICO

Orden **413707 DESEMBRE 2021**
No. Muestra **743594 material**
Referencia del cliente **CLOSCA D'ARRÒS**

Inicio de análisis: 11.03.2022
Final de análisis: 31.03.2022

Los resultados se relacionan solamente con las muestras analizadas. La identificación y referencia de la muestra han sido facilitadas por el cliente. El laboratorio no se hace responsable de la información aportada por el cliente. Para las muestras en las que el laboratorio no ha realizado la toma de la misma, los resultados corresponden a la muestra tal y como se recibió. La copia parcial o total de este documento requiere la autorización expresa por parte del laboratorio.

AGROLAB MEDIOAMBIENT María José Vidal, Tel. +34/877066304
CRM (Customer Relationship Manager)

A.3. DISSENY CANONADES I BOMBA

A.3.1. Diàmetre canonades

Per calcular el diàmetre de les canonades s'ha tingut en compte que les velocitats dels líquids pocs viscosos per canonades és d'entre 0,3 i 3 m/s, i que per aire o gasos és d'entre 9 i 30 m/s. L'equació utilitzada pel càlcul del diàmetre és la següent:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{v\pi}} \quad \text{A.3.1}$$

On D és el diàmetre en m, Q el cabal en m³/s i v la velocitat en m/s.

Un cop obtingut els diàmetres, s'ha seleccionat el diàmetre comercial i s'ha recalculat la velocitat per assegurar-se que no es surti del rang de treball. En la taula següent taula es mostren els diàmetres comercials segons la normativa ANSI i també els valors corresponents al sistema internacional.

Taula A.3.1. Valors de diàmetre per canonades comercials.

NPS (in)	DN (mm)	Φ_{out} (mm)	Schedule 40 (mm)	Φ_{in} (mm)	NPS (in)	DN (mm)	Φ_{out} (mm)	Schedule 40 (mm)	Φ_{in} (mm)
1/8	6	10,3	1,73	6,84	1	25	33,4	3,38	26,64
1/4	8	13,7	2,24	9,22	1 1/4	32	42,2	3,56	35,08
3/8	10	17,1	2,31	12,48	1 1/2	40	48,3	3,68	40,94
1/2	15	21,3	2,77	15,76	2	50	60,3	3,91	52,48
3/4	20	26,7	2,87	20,96	2 1/2	65	73	5,16	62,68

A.3.2. Selecció bomba

Per tal de seleccionar la bomba P-01, han estat necessaris un seguit de càlculs previs per determinar l'altura.

Per començar a calcular les pèrdues de càrrega, es determina el Renyolds (eq. A.3.2) i les pèrdues per fregament a la canonada (eq. A.3.3).

$$Re = \frac{\Phi_{comercial} V \rho}{\mu} \quad \text{A.3.2}$$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log\left(\frac{e/\Phi}{3,7} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad \text{A.3.3}$$

Una vegada es tenen calculats tots els paràmetres anteriors, ja es pot calcular la pèrdua major per cada canonada (E. A.3.4), on la final serà la suma de totes. Els resultats es poden observar a la taula A.4.1.

$$h_{f,M} = f \frac{L}{\Phi} \frac{V^2}{2g} \quad \text{A.3.4}$$

Taula A.3.2. Valors de la pèrdua de càrrega majors.

Canonada	H _{f,M} (m)	Canonada	H _{f,M} (m)
W-102	0,018	W-120	1,307
W-110	0,492	W-130	0,399
W-111	0,915	W-140	0,399
W-112	0,725	W-201	0,076

Finalment s'aplica l'equació de Bernoulli per fer el balanç d'energia mecànica entre l'aspiració i la impulsió de les canonades. S'ha considerat la implicació de l'energia potencial com a nul·la, i que les pèrdues de càrrega menors ($h_{f,m}$) tenen un valor de 1 m. D'aquesta forma l'expressió queda com:

$$h = \frac{\Delta P}{g\rho} - \frac{\Delta v^2}{2g} + h_{f,M} + h_{f,m} \quad \text{A.3.5}$$

On la ΔP es la variació de pressió absoluta en Pa, ρ la densitat del fluid kg/m^3 , g la força de la gravetat ($9,81 \text{ m/s}^2$), Δv la variació de velocitat (m/s) i h_i les pèrdues de càrrega en m.

De forma que l'altura de la bomba dona un valor de 16,9 m.

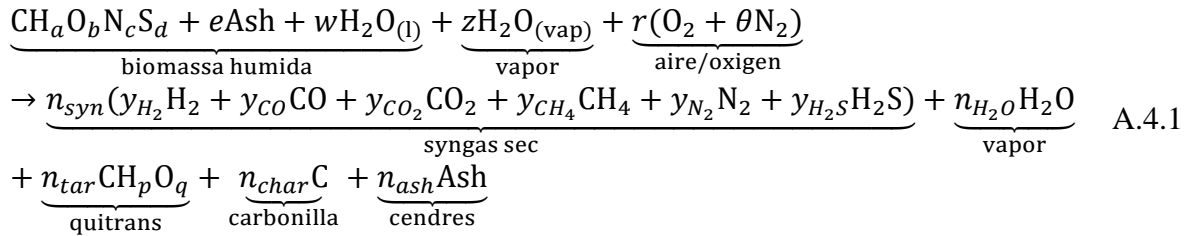
Per determinar el cabal per la selecció de la bomba s'ha considerat el cabal requerit en cas que tots dos *venturi scrubber* i *packed tower* haguessin d'operar de forma conjunta i aplicant un valor de sobredimensionament de 1,25. D'aquesta forma el valor per seleccionar la bomba és de $0,435 \text{ m}^3/\text{h}$.

Com s'indica en el cos de la memòria, s'ha utilitzat la web de l'empresa Grundfos (ref. 21) per la selecció de la bomba.

A.4. MODEL GASIFICADOR EES

A.4.1. Reacció global de gasificació

La reacció global de gasificació considerada en aquest model es mostra en l'equació A.4.1, on z representa la ràtio vapor-biomassa, r el coeficient de mols d'oxigen en l'agent oxidant per mol de biomassa i θ la ràtio molar de nitrogen-oxigen en l'atmosfera de treball.



Els balanços de matèria elemental, estan representats en les equacions A.4.2-A.4.6. No es realitza el balanç de les cendres ja que la quantitat de cendra produïda s'obté directament de la caracterització de la mostra.

$$\text{Carboni:} \quad 1 - n_{\text{syn}}(y_{\text{CO}} + y_{\text{CO}_2} + y_{\text{CH}_4}) - n_{\text{tar}} - n_{\text{char}} = 0 \quad \text{A.4.2}$$

$$\text{Hidrogen:} \quad a + 2w + 2z - n_{\text{syn}}(2y_{\text{H}_2} + 2y_{\text{H}_2\text{O}} + 4y_{\text{CH}_4}) - 2d - pn_{\text{tar}} = 0 \quad \text{A.4.3}$$

$$\text{Oxigen:} \quad b + w + z + 2r - n_{\text{syn}}(y_{\text{CO}} + 2y_{\text{CO}_2} + y_{\text{H}_2\text{O}}) - qn_{\text{tar}} = 0 \quad \text{A.4.4}$$

$$\text{Nitrogen:} \quad c + 2r\theta - 2n_{\text{syn}}y_{\text{N}_2} = 0 \quad \text{A.4.5}$$

$$\text{Sofre:} \quad d - n_{\text{syn}}y_{\text{H}_2\text{S}} = 0 \quad \text{A.4.6}$$

A.3.2. Codi EES

" _____ GASIFICATION _____ "

"Procedure to calculate the condensed water at the gas cooling-
source:http://en.citizendium.org/wiki/Water_dew_point"

```
PROCEDURE Water_condensed (T_dew; T_gas_out; P_H2O;
H2O_wb_vol%_out;P_out:H2O_wb_vol%_out_cold)
IF (T_gas_out<=T_dew) THEN
T_gas_out_K=T_gas_out+273,15
P_H2O_cold=10^(7,09171-(1668,21/(T_gas_out_K-45,15)))
H2O_wb_vol%_out_cold=(P_H2O_cold*100)/P_out
ELSE
H2O_wb_vol%_out_cold=H2O_wb_vol%_out
ENDIF
END
```

"Procedure to calculate the char formation"

```
PROCEDURE char_formation (T_in;T_out;ER:n_char)
IF (T_out<700) or (T_out>830) or (ER<0,2) or (ER>0,6) THEN
n_char=0,099-0,439*(1-EXP(-ER+0,0003*T_in))
ELSE
n_char=0,68-0,82*(1-EXP(-ER/0,229))
ENDIF
END
```

"Functions"

```
FUNCTION H_steam (T; H_vaporisation)
IF (T<100) THEN
Hm = (ENTHALPY(H2O; T=T)+ H_vaporisation)
ELSE
Hm = ENTHALPY(H2O; T=T)
ENDIF
H_steam = Hm
END
H_vaporisation=-2442 "kJ/kg"
```

"BIOMASS GASIFICATION MODEL

" _____ "

"Global reaction"

"C H_a O_b N_c S_d + wH₂O + zH₂O rO₂+r 3,76 N₂ ---> n_{H₂} H₂ + n_{CO} CO + n_{CO₂} CO₂ +
n_{H₂O} H₂O + n_{CH₄} CH₄ + (1/(2c) + r 3,76) N₂ + d H₂S + n_{tar} C_o H_p O_q + n_{char} C"

"Molecular weights calculation"

```
M_C=12,011 "kg/kmol"
M_H=1,0079 "kg/kmol"

M_O=15,9994 "kg/kmol"

M_N=14,005 "kg/kmol"
M_S=32,065 "kg/kmol"

M_CO=M_C+M_O "kg/kmol"
M_H2O=2*M_H+M_O "kg/kmol"

M_CO2=M_C+2*M_O "kg/kmol"
```

M_CH4=M_C+4*M_H	"[kg/kmol]"
M_H2=2*M_H	"[kg/kmol]"
M_N2=2*M_N	"[kg/kmol]"
M_O2=2*M_O	"[kg/kmol]"
M_SO2=M_S+2*M_O	
M_tar=6*M_C+6*M_H	"[kg/kmol]"
"Tar thermochemical properties are assumed to be equal to that of benzene"	
M_H2S=M_S+2*M_H	"[kg/kmol]"
M_air=M_O2*(Air%_O2/100)+M_N2*(Air%_N2/100)	"[kg/kmol]"
"Molecular weight of aire"	
Air%_O2+Air%_N2=100	"%O2 +%N2 in air =100"
"3,76=Air%_N2/Air%_O2 in atmosphere"	Molar ratio of nitrogen for oxygen for oxygen
"Input from windows diagram"	
m_bio_db=2	"[kg/h]"
m_steam_in=0	"[kg/h]"
m_air_in=4	"[kg/h]"
Air%_O2=21	
m%_C_bio=49	
m%_H_bio=6	
m%_O_bio=44	
m%_N_bio=0,4	
m%_S_bio=0,03	
Ash=0,91	
moist%_wb=32,2	
loss%=10	
"Tar composition"	
o=6	
p=6	
q=0,2	"C6H6 [70,77], C6H6O0,2 [69], CH1,03O0,03 [89] or CH1,003O0,33 [87]"
T_moist=20	"[C]"
T_water=25	"[C]"
T_air=20	"[C]"
T_gas_out=50	"[C]"
T_in=600	"[C]"
T_steam_in=450	"[C]"
T_air_in=450	"[C]"
T_out=800	"[C]"
T_0=298	"[K]"
T_r=T_out+273,15	"[K]"
"Calculation of biomass equivalent formula based on ultimate analysis results"	
a=((m%_H_bio/100)*M_C)/((m%_C_bio/100)*M_H)	"Molar ratio of hydrogen in biomass feedstock"
b=((m%_O_bio/100)*M_C)/((m%_C_bio/100)*M_O)	"Molar ratio of oxygen in biomass feedstock"
c=((m%_N_bio/100)*M_C)/((m%_C_bio/100)*M_N)	"Molar ratio of nitrogen in biomass feedstock"

$$d = ((m\%_{S_bio}/100) * M_C) / ((m\%_{C_bio}/100) * M_S)$$

"Molar ratio of sulfur in biomass feedstock"

$$w = (\text{moist_wb} / (100 - \text{moist_wb})) * (M_bio / M_H_2O)$$

"function of moisture content on wet basis"

"Molar ratio of water in biomass, it's a function of moisture content on wet basis"

$$\text{"ANTIC: } M_bio = M_C + x * M_H + y * M_O + z * M_N \text{"}$$

"Molecular Weight of biomass in dry basis"

$$M_bio = M_C + a * M_H + b * M_O + c * M_N + d * M_S$$

"Biomass LHV, HHV and Enthalpy of Formation Calculation"

$$\text{HHV_bio} = (0,3491 * m\%_{C_bio} + 1,1783 * m\%_{H_bio} + 0,1005 * m\%_{S_bio} - 0,1034 * m\%_{O_bio} - 0,0151 * m\%_{N_bio} - 0,0211 * \text{Ash}) * 1000$$

"HHV in kJ/kg dry basis- Channiwala and Parikh, 2002"

"Parikh, 2002"

$$\text{LHV_bio} = \text{HHV_bio} - 0,5 * (m\%_{H_bio} / M_H) * H_vaporisation$$

"[kJ/kg]"

"LHV in kJ/kg"

$$h_f_bio = \text{LHV_bio} + 1 * H_f_CO_2 * (M_CO_2 / M_bio) + (a/2) * H_f_H_2O_g * (M_H_2O / M_bio) + ((1 + 0,25 * a - 0,5 * b + d) * 3,76 + 0,5 * c) * H_f_N_2 * (M_N_2 / M_bio) + d * H_f_SO_2 * (M_SO_2 / M_bio)$$

"REVISAR: The standard enthalpy of formation of biomass is computed using the stoichiometric combustion equation as follows (Baratieri et al., 2008)"

$$H_f_CO_2 = \text{Enthalpy}(CO_2; T=25)$$

"Enthalpy of formation of CO2"

$$H_f_H_2O_g = \text{Enthalpy}(H_2O; T=25)$$

"Enthalpy of formation of gas water"

$$H_f_N_2 = \text{Enthalpy}(N_2; T=25)$$

"Enthalpy of formation of N2 = 0"

$$H_f_SO_2 = \text{Enthalpy}(SO_2; T=25)$$

"Enthalpy of formation of SO2"

$$H_f_CO = \text{Enthalpy}(CO; T=25)$$

$$H_f_CH_4 = \text{Enthalpy}(CH_4; T=25)$$

"Equivalence Ratio (ER) calculation"

"REVISAR: In biomass gasification ER varies between 0.2 and 0.4. An explanation of when different ER are more convenient can be found in Narvaez et al. (Narvaez et al. 1996, Ind. Eng. Chem, 35: 2110-2120)"

$$ER = r / (1 + 0,25 * a - 0,5 * b + d)$$

"REVISAR: The equivalence ratio (ER) is defined as the moles of oxygen actually supplied to the gasifier to that required for stoichiometric combustion"

$$m_air_in_mol = m_air_in / M_air$$

"mols of air entering the gasifier"

$$m_O_2_in_mol = m_air_in_mol * (\text{Air}\%_{O_2} / 100)$$

"mols of O2 entering the gasifier"

$$m_N_2_in_mol = m_air_in_mol - m_O_2_in_mol$$

"mols of N2 entering the gasifier"

$$r = (m_O_2_in_mol) / (m_bio_db / M_bio)$$

"mols of O2 per mol of biomass entering the gasifier"

$$zeta = m_N_2_in_mol / m_O_2_in_mol$$

"Molar ratio of nitrogen for oxygen in atmospera"

"Steam-to-Biomass Ratio (SBR) calculation"

SBR = m_steam_in / m_bio_db "SBR: Steam-to-biomass ratio, a larg reduction in tar yield was seen over an SBR range of 0,5-2,5 (Herguido et al., 1992)"

$$z = \text{SBR} * M_bio / M_H_2O$$

"Molar steam ratio"

"BIOMASS PREHEATING

UNIT _____

_____ "

"Chip preheater"

$m_{bio_db} = m_{bio_in} + m_{ash_in}$
 $m_{ash_in} = m_{bio_db} * (Ash/100)$

$Hm_{bio_in} + Hm_{ash_in} = Hm_{bio} + Hm_{ash} + Q_{pyrolysis}$

$Hm_{bio} = h_{bio} * m_{bio_in} * (1/3600)$

$h_{bio} = h_{f_bio} + 0,003867 * ((T_{moist} + 273,15)^2 - 298^2) / 2 + 0,1031 * ((T_{moist} + 273,15) - 298)$

"Biomass Enthalpy. The following expression obtained from the correlation reported by TenWolde et al. (1988) for the heat capacity of dry wood"

$Hm_{bio_in} = h_{bio_in} * m_{bio_in} * (1/3600)$

$h_{bio_in} = h_{f_bio} + 0,003867 * ((T_{in} + 273,15)^2 - 298^2) / 2 + 0,1031 * ((T_{in} + 273,15) - 298)$

$Hm_{ash_in} = 0$

"According to Fock, F. and Thomsen, C. (1999)"

$Hm_{ash} = 0$

"According to Fock, F. and Thomsen, C. (1999)"

$Br_{in_sys} = LHV_{bio} * m_{bio_in} * (1/3600)$

"Thermal input to the system"

"Moisture preheater"

$m_{moist_in} = (m_{bio_db} * (moist\%_{wb}/100)) / (1 - (moist\%_{wb}/100))$

$moist\%_{db}/100 = m_{moist_in} / m_{bio_db}$

$Hm_{moist_in} = Hm_{moist} + Q_{moist}$

$Hm_{moist} = H_{steam}(T_{moist}; H_{vaporisation}) * m_{moist_in} * (1/3600)$

$Hm_{moist_in} = H_{steam}(T_{in}; H_{vaporisation}) * m_{moist_in} * (1/3600)$

"AIR PREHEATER

UNIT _____

_____ "

"m_air_in --> Air mass flow (kg/h)"

$Hm_{air_in} = Hm_{air} + Q_{air}$

$Hm_{air} = (Enthalpy(N2; T=T_{air}) * M_{N2} * (Air\%_{N2}/100) + Enthalpy(O2; T=T_{air}) * M_{O2} * (Air\%_{O2}/100)) * (m_{air_in} / M_{air}) * (1/3600)$

$Hm_{air_in} = (Enthalpy(N2; T=T_{air_in}) * M_{N2} * (Air\%_{N2}/100) + Enthalpy(O2; T=T_{air_in}) * M_{O2} * (Air\%_{O2}/100)) * (m_{air_in} / M_{air}) * (1/3600)$

"STEAM

GENERATOR _____

_____ "

"m_water --> Water/steam mass flow (kg/h)"

$m_{water} = m_{steam_in}$

$Hm_{steam_in} = Hm_{water} + Q_{steam}$

$Hm_{water} = H_{steam}(T_{water}; H_{vaporisation}) * m_{water} * (1/3600)$

$Hm_{steam_in} = H_{steam}(T_{steam_in}; H_{vaporisation}) * m_{steam_in} * (1/3600)$

"GASIFIER _____

_____ "

"Dry biomass input"

$m_{C_bio_in} / M_C = m_{bio_in} / M_{bio}$

$m_{H_bio_in} / M_H = a * (m_{bio_in} / M_{bio})$

$m_{O_bio_in} / M_O = b * (m_{bio_in} / M_{bio})$

$m_{N_bio_in} / M_N = c * (m_{bio_in} / M_{bio})$

$m_{S_bio_in} / M_S = d * (m_{bio_in} / M_{bio})$

"Moisture input"

$$m_{H_moist_in}/M_H=2*(m_{moist_in}/M_{H2O})$$

$$m_{O_moist_in}/M_O=1*(m_{moist_in}/M_{H2O})$$

"Air input"

$$m_{N2_air_in}/M_{N2}=(m_{air_in}/M_{air})*(Air\%_{N2}/100)$$

$$m_{O2_air_in}/M_{O2}=(m_{air_in}/M_{air})*(Air\%_{O2}/100)$$

"Steam input"

$$m_{H_steam_in}/M_H=2*(m_{steam_in}/M_{H2O})$$

$$m_{O_steam_in}/M_O=1*(m_{steam_in}/M_{H2O})$$

"Pressure"

$$P_{out}=P_{in}-DELTA P$$

$$P_{in}=101,3$$

"[kPa]"

$$DELTA P=4$$

"[kPa]"

$$M_{gas_db}=m_{gas_out}/n_{gas_out}$$

"molecular weight of dry producer gas

kg/kmol"

$$\{M_{gas_wb}=m_{gas_out_wb}/(n_{CO2_gas_out}+n_{CO_gas_out}+n_{H2_gas_out}+n_{CH4_gas_out}+n_{N2_gas_out}+n_{H2O_gas_out}+n_{H2S_gas_out}+n_{tar_gas_out})\}$$

"molecular weight of wet producer gas kg/kmol"

"Global mass balance"

$$m_{in}=m_{out}$$

$$m_{in}=m_{moist_in}+m_{air_in}+m_{steam_in}+m_{bio_in}+m_{ash_in}$$

$$m_{out}=m_{gas_out}+m_{steam_out}+m_{ash_out}$$

$$m_{ash_out}=m_{ash_in}$$

$$m_{steam_out}=m_{H2O_gas_out}$$

$$m_{gas_out_wb}=m_{gas_out}+m_{H2O_gas_out}$$

$$n_{char_out}=n_{char}*C_F_{char}$$

"[kmol/h]"

$$n_{tar}=(0,0046*EXP(-0,00298*T_{out}))*(12+a+16*b+18*(w+z)+137,28*r)$$

$$n_{tar_gas_out}=n_{tar}*C_F_{tar}$$

"Elements mass balance"**"Carbon"**

$$m_{C_in}=m_{C_out}$$

$$m_{C_in}=m_{C_bio_in}$$

$$m_{C_out}=m_{C_gas_out}+m_{char_out}$$

$$1-n_{CO_gas_out}-n_{CO2_gas_out}-n_{CH4_gas_out}-o*n_{tar_gas_out}-n_{char_out}=0$$

"Hydrogen"

$$m_{H_in}=m_{H_out}$$

$$m_{H_in}=m_{H_bio_in}+m_{H_steam_in}+m_{H_moist_in}$$

$$m_{H_out}=m_{H_gas_out}+m_{H_steam_out}$$

$$1*a+2*w+2*z-2*n_{H2_gas_out}-2*n_{H2O_gas_out}-4*n_{CH4_gas_out}-2*d-p*n_{tar_gas_out}=0$$

"Oxygen"

$$m_{O_in}=m_{O_out}$$

$$m_{O_in}=m_{O_bio_in}+m_{O_steam_in}+(m_{O2_air_in})m_{O_air_in}+m_{O_moist_in}$$

$$m_{O_out}=m_{O_gas_out}+m_{O_steam_out}$$

$$m_{O_air_in}=(m_{air_in}/M_{air})*(Air\%_{O2}/100)*2*M_O$$

$$1*b+1*w+1*z+2*r-n_{CO_gas_out}-2*n_{CO2_gas_out}-n_{H2O_gas_out}-q*n_{tar_gas_out}=0$$

"Nitrogen"

$m_{N_in}=m_{N_out}$
 $m_{N_in}=m_{N_bio_in}+(m_{N2_air_in})m_{N_air_in}$
 $m_{N_out}=m_{N2_gas_out}$
 $m_{N_air_in}=(m_{air_in}/M_{air})*(Air\%_{N2}/100)*M_{N2}$

"Sulfur"

$m_{S_in}=m_{S_out}$
 $m_{S_in}=m_{S_bio_in}$
 $n_{H2S_gas_out}=d$
 $m_{S_out}=m_{H2S_out}$

"Steam output"

$m_{H_steam_out}/M_H=2*(m_{steam_out}/M_{H2O})$
 $m_{O_steam_out}/M_O=1*(m_{steam_out}/M_{H2O})$

"Values of G_f_298 and the coefficients of specific heat equations"

$R_{gas}=R\#$
 $G_{f_CO2}=-394359$ "[J/mol]"
 $G_{f_CO}=-137169$ "[J/mol]"
 $G_{f_H2O}=-228572$ "[J/mol]"
 $G_{f_CH4}=-50460$ "[J/mol]"

$A_{CO2}=5,457$
 $B_{CO2}=1,045$
 $C_{CO2}=0$
 $D_{CO2}=-1,157$
 $A_{CO}=3,376$
 $B_{CO}=0,557$
 $C_{CO}=0$
 $D_{CO}=-0,031$
 $A_{H2O}=3,470$
 $B_{H2O}=1,450$
 $C_{H2O}=0$
 $D_{H2O}=0,121$
 $A_{CH4}=1,702$
 $B_{CH4}=9,081$
 $C_{CH4}=-2,164$
 $D_{CH4}=0$
 $A_{Char}=1,771$
 $B_{Char}=0,771$
 $C_{Char}=0$
 $D_{Char}=-0,867$

"Equilibrium Constants"

$\Delta G_{wgs}=G_{f_CO2}-(G_{f_CO}+G_{f_H2O})$
 $K_{1_wgs}=\text{EXP}(-\Delta G_{wgs}/(R_{gas}*T_0))$
 $\Delta H_{wgs}=H_{f_CO2}-(H_{f_CO}+H_{f_H2O_g})$
 $K_{2_wgs}=\text{EXP}((\Delta H_{wgs}/(R_{gas}*T_0))*(1-T_0/T_r))$
 $\Delta A_{wgs}=A_{CO2}-(A_{CO}+A_{H2O})$
 $\Delta B_{wgs}=B_{CO2}-(B_{CO}+B_{H2O})$
 $\Delta C_{wgs}=C_{CO2}-(C_{CO}+C_{H2O})$
 $\Delta D_{wgs}=D_{CO2}-(D_{CO}+D_{H2O})$
 $K_{3_wgs}=\text{EXP}(\Delta A_{wgs}*(\text{LN}(T_r/T_0)-(T_r-T_0)/T_r)+0,5*\Delta B_{wgs}*(T_r-T_0)^2/T_r+1/6*\Delta C_{wgs}*((T_r-T_0)^2*(T_r+2*T_0)/T_r)+0,5*(\Delta D_{wgs}^2)/T_0*((T_r-T_0)/T_r)^2)$

$\Delta G_m=G_{f_CH4}$

$$K_{1_m} = \exp(-\Delta G_m / (R_{\text{gas}} \cdot T_0))$$

$$\Delta H_m = H_{f_CH4}$$

$$K_{2_m} = \exp((\Delta H_m / (R_{\text{gas}} \cdot T_0)) \cdot (1 - T_0 / T_r))$$

$$\Delta A_m = A_{CH4}$$

$$\Delta B_m = B_{CH4}$$

$$\Delta C_m = C_{CH4}$$

$$\Delta D_m = D_{CH4}$$

$$K_{3_m} = \exp(\Delta A_m \cdot (\ln(T_r / T_0) - (T_r - T_0) / T_r) + 0,5 \cdot \Delta B_m \cdot (T_r - T_0)^2 / T_r + 1/6 \cdot \Delta C_m \cdot ((T_r - T_0)^2 \cdot (T_r + 2 \cdot T_0) / T_r) + 0,5 \cdot (\Delta D_m^2) / T_0 \cdot ((T_r - T_0) / T_r)^2)$$

"Correction factor for water-gas shift and methanation reactions"

$C_{F_wgs} = 1,49 + 11,79 \cdot ER - 2,33 \cdot (\exp(2,31 \cdot ER))$ "Within the gasification T range of 740-1.300 K and ER range of 0,2-0,45"

$$K_{wgs_mod} = C_{F_wgs} \cdot K_{wgs}$$

$$K_{wgs_mod} = K_{1_wgs} \cdot K_{2_wgs} \cdot K_{3_wgs}$$

$$K_{wgs} = y_{H_2} \cdot y_{CO_2} / (y_{CO} \cdot y_{H_2O})$$

$C_{F_m} = -27,09 - 89,16 \cdot ER + 65,96 \cdot (\exp(-0,17 \cdot ER))$

$$K_{m_mod} = C_{F_m} \cdot K_m$$

" $K_{m_mod} = C_{F_wgs} \cdot K_{wgs}$ "

$$K_{m_mod} = K_{1_m} \cdot K_{2_m} \cdot K_{3_m}$$

$$K_m = y_{CH_4} / (y_{H_2}^2)$$

"Correction factor for tar and biochar production"

$$C_{F_tar} = -0,98 + 2,18 \cdot ER$$

$$C_{F_char} = 0,02 + 7,58 \cdot ER$$

"Mole fraction of Producer Gas Dry Basis"

$$y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4} + y_{H_2} + y_{H_2O} + y_{N_2} + y_{H_2S} + y_{tar} = 1$$

$$y_{CH_4} = (n_{CH_4_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{CO_2} = (n_{CO_2_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{H_2} = (n_{H_2_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{H_2O} = (n_{H_2O_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{CO} = (n_{CO_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{N_2} = (n_{N_2_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{H_2S} = (n_{H_2S_gas_out} / n_{gas_out})$$

$$y_{tar} = (n_{tar_gas_out} / n_{gas_out})$$

"Mass <----> Mole Conversion"

$$n_{CO_2_gas_out} = m_{CO_2_gas_out} / M_{CO_2}$$

$$n_{CO_gas_out} = m_{CO_gas_out} / M_{CO}$$

$$n_{CH_4_gas_out} = m_{CH_4_gas_out} / M_{CH_4}$$

$$n_{H_2O_gas_out} = m_{H_2O_gas_out} / M_{H_2O}$$

$$n_{H_2_gas_out} = m_{H_2_gas_out} / M_{H_2}$$

$$n_{N_2_gas_out} = m_{N_2_gas_out} / M_{N_2}$$

$$n_{H_2S_gas_out} = m_{H_2S_gas_out} / M_{H_2S}$$

$$n_{tar_gas_out} = m_{tar_gas_out} / M_{tar}$$

$$n_{char_out} = m_{char_out} / M_C$$

"Moles of output producer gas"

$$n_{gas_out} = n_{CO_2_gas_out} + n_{CO_gas_out} + n_{CH_4_gas_out} + n_{H_2_gas_out} + n_{N_2_gas_out} + n_{H_2O_gas_out} + n_{H_2S_gas_out} + n_{tar_gas_out}$$

$$\{n_{gas_out_wb} = n_{CO_2_gas_out} + n_{CO_gas_out} + n_{CH_4_gas_out} + n_{H_2_gas_out} + n_{N_2_gas_out} + n_{H_2O_gas_out} + n_{H_2S_gas_out} + n_{tar_gas_out} + n_{char_out}\}$$

"Calculation of %Vol Producer Gas Wet Basis"

```
{CH4_wb_vol%_out=(n_CH4_gas_out/n_gas_out_wb)*100
CO2_wb_vol%_out=(n_CO2_gas_out/n_gas_out_wb)*100
H2_wb_vol%_out=(n_H2_gas_out/n_gas_out_wb)*100
H2O_wb_vol%_out=(n_H2O_gas_out/n_gas_out_wb)*100
CO_wb_vol%_out=(n_CO_gas_out/n_gas_out_wb)*100
N2_wb_vol%_out=(n_N2_gas_out/n_gas_out_wb)*100
H2S_wb_vol%_out=(n_H2S_gas_out/n_gas_out_wb)*100
tar_wb_vol%_out=(n_tar_gas_out/n_gas_out_wb)*100}
```

"Calculation of %Vol Producer Gas Dry Basis"

```
CH4_db_vol%_out=(n_CH4_gas_out/n_gas_out)*100
CO2_db_vol%_out=(n_CO2_gas_out/n_gas_out)*100
H2_db_vol%_out=(n_H2_gas_out/n_gas_out)*100
CO_db_vol%_out=(n_CO_gas_out/n_gas_out)*100
N2_db_vol%_out=(n_N2_gas_out/n_gas_out)*100
H2S_db_vol%_out=(n_H2S_gas_out/n_gas_out)*100
tar_db_vol%_out=(n_tar_gas_out/n_gas_out)*100
```

"Calculation of %Vol Producer Gas Dry Basis Inert Free"

```
n_gas_out_dbif=n_gas_out-n_N2_gas_out
CH4_dbif_vol%_out=(n_CH4_gas_out/n_gas_out_dbif)*100
CO2_dbif_vol%_out=(n_CO2_gas_out/n_gas_out_dbif)*100
H2_dbif_vol%_out=(n_H2_gas_out/n_gas_out_dbif)*100
CO_dbif_vol%_out=(n_CO_gas_out/n_gas_out_dbif)*100
H2S_dbif_vol%_out=(n_H2S_gas_out/n_gas_out_dbif)*100
tar_dbif_vol%_out=(n_tar_gas_out/n_gas_out_dbif)*100
```

"Energy Balance"

```
{Hm_in=Hm_out+Q_loss
Hm_in=Hm_bio_in+Hm_air_in+Hm_moist_in+Hm_steam_in+Hm_ash_in
Hm_fuel_in=Hm_bio_in+Hm_moist_in
Hm_out=Hm_gas+Hm_steam+Hm_char_out+Hm_ash-out
Hm_ash-out=0
```

```
Q_loss=(loss%/100)*m_bio_in*LHV_bio*(1/3600)
"Heat loss"
```

```
Hm_char_out=h_char_out*m_char_out*(1/3600)
h_char_out=0,000425*((T_out+273,15)^2)+0,8679*(T_out+273,15)-318,61
"Char specific enthalpy is determined by a regression (Gøbel and Bentzen, 1995) created from a
dataset based on the enthalpy of graphite (Knack et al., 1973)"
```

```
Br_char_out=LHV_C*m_char_out*(1/3600)}
"Percentage of char in dry biomass"
```

"LHV Dry Producer Gas"

```
LHV_gas_mass=(LHV_H2*m_H2_gas_out+LHV_CH4*m_CH4_gas_out+LHV_CO*m_CO_gas_out+L
HV_H2S*m_H2S_gas_out+LHV_C6H6*m_tar_gas_out)/m_gas_out "kJ/kg"
LHV_gas_vol=LHV_gas_mass*Density_N_gas_out
```

```
Density_N_gas_out=M_gas_db*0,04462
"From ideal gas law PV=nRT. Density of producer gas"
```

```
LHV_H2=119911
"kJ/kg"
```

LHV_CH4=50042

"kJ/kg"

LHV_CO=10104

"kJ/kg"

LHV_H2S=16137

"kJ/kg"

LHV_C6H6=40565

"kJ/kg"

LHV_C=30000

"kJ/kg REVISAR perque fica aquest"

"Efficiency"

$K_{eff} = (LHV_{gas_mass} * m_{gas_out} * 100) / (LHV_{bio} * m_{bio_in})$

"The gasification efficiency is defined as the ratio of the usable heat content of the producer gas to the heat content of the feed biomass"

"PRODUCER GAS

COOLING

"Gas cooling"

$Hm_{gas} = Hm_{gas_out} + Q_{gas}$

$Hm_{gas} = h_{gas} * m_{gas_out} * (1/3600)$

$Hm_{gas_out} = h_{gas_out} * m_{gas_out} * (1/3600)$

$h_{gas} * m_{gas_out} = ENTHALPY(CO; T=T_{out}) * m_{CO_gas_out} + ENTHALPY(CO_2;$

$T=T_{out}) * m_{CO_2_gas_out} + ENTHALPY(CH_4;$

$T=T_{out}) * m_{CH_4_gas_out} + ENTHALPY(H_2; T=T_{out}) * m_{H_2_gas_out} + ENTHALPY(N_2;$

$T=T_{out}) * m_{N_2_gas_out} + ENTHALPY(H_2S; T=T_{out}) * m_{H_2S_gas_out} + ENTHALPY(C_6H_6; T=T_{out}) * m_{tar_gas_out}$

$h_{gas_out} * m_{gas_out} = ENTHALPY(CO; T=T_{gas_out}) * m_{CO_gas_out} + ENTHALPY(CO_2;$

$T=T_{gas_out}) * m_{CO_2_gas_out} + ENTHALPY(CH_4;$

$T=T_{gas_out}) * m_{CH_4_gas_out} + ENTHALPY(H_2; T=T_{gas_out}) * m_{H_2_gas_out} + ENTHALPY(N_2;$

$T=T_{gas_out}) * m_{N_2_gas_out} + ENTHALPY(C_6H_6; T=T_{gas_out}) * m_{tar_gas_out}$

"REVISAR perque hi ha 2 h_gas"

"Steam cooling"

$Hm_{steam} = Hm_{steam_out} + Q_{steam_out}$

$Hm_{steam} = ENTHALPY(H_2O; T=T_{out}) * m_{steam_out} * (1/3600)$

$Hm_{steam_out} = ENTHALPY(H_2O; T=T_{gas_out}) * m_{H_2O_coldgas} * (1/3600) + (ENTHALPY(H_2O;$

$T=T_{gas_out}) + H_{vaporisation} * \{m_{H_2O_condensed}\} * (1/3600)$

"Enthalpy of water vapour + enthalpy of condensed water"

$Q_{cooling} = Q_{steam_out} + Q_{gas}$

"Heat of gas cooling"

"Determination of the water dew point"

$\{P_{H_2O} = (H_2O_{wb_vol\%_out} / 100) * P_{out}$

"Partial pressure of H2O"

$T_{dew_K} = (1668,21 / (7,09171 - \log_{10}(P_{H_2O}))) + 45,15$

"Antoine equation (P=kPa and T=K)

http://en.citizendium.org/wiki/Water_dew_point

$T_{dew} = T_{dew_K} - 273,15$

"Temperature of dew point in °C"

"Calculation of %Vol Cold Producer Gas Wet Basis"

$\{n_{gas_out_wb_cold} = n_{CO_2_gas_out} + n_{CO_gas_out} + n_{CH_4_gas_out} + n_{H_2_gas_out} + n_{N_2_gas_out} + n_{H_2O_gas_out_cold} + n_{H_2S_gas_out} + n_{tar_gas_out}$

$CH_4_{wb_vol\%_out_cold} = (n_{CH_4_gas_out} / n_{gas_out_wb_cold}) * 100$

$CO_2_{wb_vol\%_out_cold} = (n_{CO_2_gas_out} / n_{gas_out_wb_cold}) * 100$

$H_2_{wb_vol\%_out_cold} = (n_{H_2_gas_out} / n_{gas_out_wb_cold}) * 100$

$H_2O_{wb_vol\%_out_cold} = (n_{H_2O_gas_out_cold} / n_{gas_out_wb_cold}) * 100$

$CO_{wb_vol\%_out_cold} = (n_{CO_gas_out} / n_{gas_out_wb_cold}) * 100$

$N_2_{wb_vol\%_out_cold} = (n_{N_2_gas_out} / n_{gas_out_wb_cold}) * 100$

```
H2S_wb_vol%_out_cold=(n_H2S_gas_out/n_gas_out_wb_cold)*100
tar_wb_vol%_out_cold=(n_tar_gas_out/n_gas_out_wb_cold)*100
```

```
CALL Water_condensed (T_dew; T_gas_out; P_H2O;
H2O_wb_vol%_out;P_out:H2O_wb_vol%_out_cold)}
```

```
{m_H2O_condensed=(n_H2O_gas_out-n_H2O_gas_out_cold)*18}
"Flow of H2O condensed kg/h"
{m_H2O_coldgas=n_H2O_gas_out_cold*18}
"Flow of H2O in the cold gas kg/h"
```

```
CALL char_formation (T_in;T_out;ER:n_char)
```

```
{Ratio_OC=(n_CO2_gas_out*2+n_CO_gas_out)/(n_CO2_gas_out+n_CO_gas_out+n_CH4_gas_out+
n_tar+n_char) "Ratio Oxygen/Carbon"
}
```

```
"OTHER
```

```
CALCULATIONS
```

```
"
```

```
"Nm3/h of air input flow"
```

```
m_air_vol_in=m_air_in*(1/M_air)*22,4
```

