

ALMA MATER STUDIORUM – UNIVERSITÀ DI BOLOGNA

SCUOLA DI INGEGNERIA E ARCHITETTURA

DIN
Dipartimento di Ingegneria Industriale

CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA ENERGETICA

TESI DI LAUREA

in
Impianti Meccanici M

**GASSIFICAZIONE DELLA BIOMASSA: ANALISI COSTRUTTIVA E BILANCIO
ENERGETICO DI UN IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE A CIPPATO**

CANDIDATO
Ambra Turrini

RELATORE:
Chiar.mo Prof. Ing. Cesare Saccani

CORRELATORE:
Ing. Cristian Tosi

Anno Accademico 2017/2018

Sessione II

INDICE GENERALE

INDICE DELLE ILLUSTRAZIONI	5
INDICE DELLE TABELLE.....	8
SOMMARIO.....	10
ABSTRACT.....	14
INTRODUZIONE.....	17
1. GENERALITA' SULLE BIOMASSE.....	20
1.1 Definizione di biomassa e classificazione.....	20
1.1.1 Biomassa come fonte rinnovabile.....	22
1.1.2 Life cycle assessment della trasformazione di biomassa in bio combustibili	22
1.2 Processi di conversione della biomassa.....	24
1.2.1 La filiera dei biocombustibili solidi.....	27
1.3 Le biomasse lignocellulosiche.....	29
1.3.1 Biomassa di origine agricola	29
1.3.2 Biomassa da colture energetiche dedicate	31
1.3.3 Biomassa dal comparto forestale o agroforestale	31
1.3.4 Caratteristiche chimico fisiche delle biomasse lignocellulosiche	32
1.3.5 Forme commerciali di biomassa lignocellulosica.....	34
1.3.6 Norme tecniche di riferimento per i biocombustibili solidi.....	35
1.4 Direttive europee e sviluppi normativi per le energie rinnovabili.....	39
1.4.1 Il piano di azione per le energie rinnovabili dell'Italia.....	40
1.4.2 Le biomasse in Italia: la situazione attuale	42
1.4.3 Incentivazione di impianti a biomasse in Italia	46
1.4.4 Opinione pubblica sull'utilizzo di biomasse per la produzione energetica	57
2. LA GASSIFICAZIONE DELLA BIOMASSA.....	59
2.1 Il processo di gassificazione e le sue fasi	61
2.1.1 Preriscaldamento ed essiccazione della biomassa	63
2.1.2 Fase di pirolisi.....	63
2.1.3 Fase di ossidazione parziale e riduzione.....	68
2.2 Formazione e rimozione del tar.....	74
2.2.1 Parametri che influenzano la formazione di tar	77

2.2.2 Rimozione del tar.....	80
2.3 Caratteristiche del syngas prodotto e parametri operativi del processo di gassificazione che ne influenzano la composizione	86
2.3.1 Le condizioni termodinamiche	87
2.3.2 Il medium di gassificazione	88
2.3.3 L'influenza della biomassa	89
2.4 Tipologie di gassificatori.....	91
2.4.1 Gassificatori a letto fisso	91
2.4.2 Gassificatori a letto fluido	94
2.4.3 Gassificatori a letto trascinato	95
2.5 Criteri per la valutazione delle performance di un gassificatore.....	96
2.5.1 Conversione del carbonio	96
2.5.2 Rendimento del processo	97
2.5 Sviluppi futuri della gassificazione	98
3. ANALISI DELL'IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE	100
3.1 Il P&I dell'impianto di gassificazione.....	101
3.2 Funzionamento dell'impianto di gassificazione.....	103
3.3 Caratteristiche della biomassa utilizzata	108
3.4 Componenti dell'impianto.....	109
3.4.1 Equipaggiamento pneumatico	109
3.4.2 Coclea di carico	114
3.4.3 Reattore.....	115
3.4.4 Coclea con scambiatore di calore	117
3.4.5 Filtro a manica e scarico del carbone	118
3.4.6 Ventola del syngas e filtro di sicurezza	119
3.4.7 Gruppo motore-alternatore	121
3.4.8 Motori	121
3.4.9 Strumenti di misura e di controllo	122
3.5 Prove di funzionamento dell'impianto	131
3.5.1 Andamento delle grandezze caratteristiche	131
4. BILANCIO ENERGETICO E DI MASSA DELL'IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE	138
4.1 Dati in input al bilancio	139
4.2 Procedura utilizzata per l'esecuzione del bilancio energetico e di massa.....	141

4.2.1 Suddivisione dell'impianto in sottosistemi.....	141
4.2.2 Calcolo del consumo elettrico degli ausiliari.....	151
4.2.3 Modello per il calcolo delle dispersioni termiche alle pareti del reattore.....	152
4.2.4 Calcolo delle dispersioni termiche alle pareti dello scambiatore di calore	159
4.3 Bilancio energetico globale dell'impianto e conclusioni sui risultati ottenuti	160
CONCLUSIONI.....	170
BIBLIOGRAFIA	172
RINGRAZIAMENTI.....	174

INDICE DELLE ILLUSTRAZIONI

Figura 0.1: autobus a biomassa, con gassificatore onboard durante la Seconda Guerra Mondiale [4].	17
Figura 1.1: ciclo di vita di una biomassa	23
Figura 1.2: processi di conversione della biomassa [1]	25
Figura 1.3: filiera dei biocombustibili solidi [1].....	28
Figura 1.4: tabella con le principali caratteristiche chimico-fisiche dei residui colturali [11]	30
Figura 1.5: composizione della biomassa lignocellulosica [4]	33
Figura 1.6: forme commerciali di biocombustibili solidi (Fonte UNI EN 14961-1) [1]	37
Figura 1.7: caratteristiche principali del cippato [2]	38
Figura 1.8: obiettivi nazionali di incidenza delle fonti di energia rinnovabili sul totale dei consumi finali di energia (Dir.2009/28/CE).....	40
Figura 1.9: impianti di produzione elettrica alimentati da fonti rinnovabili a fine 2016 [15]	43
Figura 1.10: tariffe incentivanti base e i premi stabiliti dal D.M. 23/06/2016 (incentivazione della produzione di energia elettrica da impianti alimentati da fonti rinnovabili [19]......	49
Figura 1.11 schema delle modalità di accesso agli incentivi per impianti nuovi, riattivazioni, integrali ricostruzioni e potenziamenti [19]	50
Figura 1.12: flusso del processo di riconoscimento degli incentivi per un impianto a fonte rinnovabile [19]......	51
Figura 1.13: tabella 1-B dell'Allegato 1 del D.M. 23/06/2016 (biomassa di "Tipo a") [20].....	54
Figura 1.14: tabella 1-A dell'Allegato 1 del D.M. 23/06/2016 (biomassa di "Tipo b") [20].....	55
Figura 1.15: importi delle tariffe incentivanti base in funzione della potenza e della tipologia di alimentazione autorizzate per impianto a biomassa, indicati nel D.M. 23/06/2016 [19]-[20]	56

Figura 2.1: sequenza delle fasi del processo di gassificazione [6].....	63
Figura 2.2: processo di decomposizione delle lunghe catene polimeriche della biomassa in molecole più semplici [4]	64
Figura 2.3: processo di pirolisi in una particella di biomassa [4]	65
Figura 2.4: diagramma C-O-H della pirolisi di biomassa.	66
Figura 2.5: percentuale molare di gas incondensabili che si formano durante la fase di pirolisi, in funzione della temperatura di pirolisi [4].....	67
Figura 2.6: quantità di char che si genera dal processo di pirolisi in funzione della temperatura di pirolisi.	68
Figura 2.7: Reattività del char da torba e da legno duro in funzione della loro conversione	69
Figura 2.8: limiti massimi di tar contenuto nel syngas in funzione dell'applicazione [4].....	75
Figura 2.9: composizione del tar primario [4]	75
Figura 2.10: Andamenti con la temperatura dei differenti tar prodotti a 0,3 s di residenza [4].....	76
Figura 2.11: tipica composizione del tar di biomassa (% in peso) [8].....	76
Figura 2.12: andamento della formazione di tar in funzione della temperatura di gassificazione [4]	77
Figura 2.13: quantità di tar formato nel processo di gassificazione in base alla tipologia di reattore [4]	79
Figura 2.14: andamento della produzione di tar in un gassificatore updraft (sopra) e downdraft (sotto).	80
Figura 2.15: percentuale di conversione del benzene, toluene e naftalene, in funzione dell'incremento di temperatura [6].....	81
Figura 2.16: schema di una torre di lavaggio (a) e di uno scrubber Venturi (b) [16].	84
Figura 2.17: effetto della temperatura sulla composizione del syngas	87
Figura 2.18: tipologie di gassificatori presenti nello stato dell'arte.....	91
Figura 2.19: caratteristiche dei gassificatori a letto fisso ad aria e alimentati con biomassa legnosa [4]	92
Figura 2.20:gassificatore a letto fisso, up-draft [4]	92
Figura 2.21: gassificatore a letto fisso down-draft con reattore a gola (a) e di tipo Imbert (b), [4] ..	93
Figura 2.22: gassificatore a letto fisso cross-draft [4].....	93
Figura 2.23: gassificatore a letto fluido bollente [4].....	94
Figura 2.24: schema di un gassificatore a letto fluido circolante [4].....	95
Figura 3.1: schema a blocchi relativo al funzionamento dell'impianto di gassificazione	103
Figura 3.2: layout dell'impianto di gassificazione, vista frontale.....	106

Figura 3.3: layout dell'impianto di gassificazione, vista dall'alto.....	107
Figura 3.4: dati tecnici del compressore installato nell'impianto	109
Figura 3.5: immagine del sistema di carico del cippato.....	114
Figura 3.6: reattore dell'impianto	115
Figura 3.7: ventola dell'aria di gassificazione M302.....	116
Figura 3.8: ventola dell'aria dello scambiatore M502	117
Figura 3.9: immagine del filtro a manica.....	118
Figura 3.10: ventola del syngas, filtro di sicurezza e filtro a manica dell'impianto.....	119
Figura 3.11: filtro di sicurezza.....	120
Figura 3.12: filtro a manica, coclea di scarico del carbone, valvole a ghigliottina e ventola del syngas	120
Figura 3.13: (a)immagine di una flangia tarata, (b) sezione della flangia tarata, (c) orifice plate della flangia.....	124
Figura 3.14: immagine del pirometro utilizzato per la determinazione delle temperature di pelle dei componenti dell'impianto	128
Figura 3.15: andamento della temperatura nei diversi punti del reattore.....	134
Figura 3.16: andamento della temperatura in diversi punti dell'impianto, rilevata dalle termocoppie TT601, TT801 e TT1001	134
Figura 3.17: andamento della pressione nei diversi punti dell'impianto	135
Figura 3.18: andamento della pressione nella zona di pirolisi e nella zona di combustione del reattore	135
Figura 3.19: andamento della rotazione dei motori controllati da inverter.....	136
Figura 3.20: azionamenti degli organi pneumatici e dei motori non controllati da inverter.....	136
Figura 3.21: andamento della portata di syngas, aria ed efficiency ratio.....	137
Figura 3.22: andamento della temperatura di combustione, della temperatura del syngas all'ingresso del motore, della portata di biomassa e di syngas prodotto	137
Figura 4.1: flussi di massa al reattore	144
Figura 4.2: indicazione delle parti del reattore considerate per il calcolo delle dispersioni termiche	152
Figura 4.3: schema a blocchi del bilancio di energia e di massa dell'impianto di gassificazione...	161

INDICE DELLE TABELLE

Tabella 1.1: principali caratteristiche chimico-fisiche della biomassa legnosa [11]	34
Tabella 1.2: Obiettivi previsti dal PAN per il 2020 nel settore delle fonti rinnovabili [3].....	41
Tabella 1.3: obiettivi previsti dal PAN per il 2020 nel settore delle biomasse [3].....	41
Tabella 1.4: impianti alimentati con bioenergie nel 2016 [15].....	44
Tabella 1.5: impianti alimentati con bioenergie nel 2016, regione per regione [15].....	45
Tabella 2.1: confronto della produzione di tar per tre diversi mezzi gassificanti.....	78
Tabella 2.4: principali caratteristiche dei sistemi di rimozione del particolato dal syngas [16].....	85
Tabella 2.3: composizione del syngas ottenuto da letti fissi e fluidi, con l'uso di differenti medium di gassificazione [18]	86
Tabella 2.2: caratteristiche su base secca del syngas prodotto dalla gassificazione di cippato di pino in un reattore a letto fluido bollente, con differenti agenti gassificanti [18].....	89
Tabella 3.1: caratteristiche del cippato utilizzato nell'impianto	108
Tabella 3.2: indicazione degli organi pneumatici dell'impianto e loro caratteristiche.....	113
Tabella 3.3: dati tecnici ventola M302.....	117
Tabella 3.4: dati tecnici ventola M502.....	117
Tabella 3.5: assorbimenti elettrici dei motori installati nell'impianto	122
Tabella 3.6: indicazione delle termocoppie installate nell'impianto e relativa posizione	128
Tabella 3.7: indicazione dei trasduttori di pressione installati nell'impianto e relativa posizione ..	129
Tabella 3.8: valori medi nell'intervallo di tempo orario 9.45-13.15 delle grandezze rendicontate durante il funzionamento dell'impianto	133
Tabella 4.1: Dati in input al bilancio: flussi di massa dell'impianto	139
Tabella 4.2: Dati in input al bilancio: valori di temperatura nei diversi punti dell'impianto	139
Tabella 4.3: Dati in input al bilancio: proprietà fisiche dei flussi di massa coinvolti nel processo..	140
Tabella 4.4: Dati in input al bilancio: assorbimenti elettrici degli ausiliari d'impianto	140
Tabella 4.5: risultati relativi al calcolo dell'aria elaborata dal compressore dell'impianto, per l'azionamento degli organi pneumatici.....	142
Tabella 4.6: risultati relativi agli assorbimenti elettrici di compressore ed essiccatore.....	143
Tabella 4.7: bilancio energetico al reattore	145
Tabella 4.8: bilancio di massa al reattore.....	146
Tabella 4.9: bilancio di massa al sistema coclea con scambiatore.....	146
Tabella 4.10: Bilancio energetico al sistema coclea con scambiatore di calore	147
Tabella 4.11: bilancio energetico al filtro a manica.....	149

Tabella 4.12: bilancio di massa al filtro a manica.....	149
Tabella 4.13: bilancio energetico al sottosistema ventola del syngas.....	150
Tabella 4.14: assorbimenti elettrici delle macchine dell'impianto	151
Tabella 4.15: dati in input per il calcolo delle dispersioni termiche alle pareti del reattore	152
Tabella 4.16: numeri adimensionali utilizzati per il calcolo delle dispersioni per convezione	154
Tabella 4.17: valori dei coefficienti C ed m per il calcolo del numero di Nusselt [13].....	155
Tabella 4.18: valore dei numeri adimensionali ottenuti per il calcolo delle dispersioni per convezione alle pareti del reattore.....	156
Tabella 4.19: valori del coefficiente di convezione, della lunghezza caratteristica e della potenza persa per convezione alle pareti del reattore	157
Tabella 4.20: risultati relativi alle dispersioni termiche per irraggiamento alle pareti del reattore .	158
Tabella 4.21: risultati relativi alle dispersioni termiche totali alle pareti del reattore	159
Tabella 4.22: valori dei numeri adimensionali e coefficiente di convezione per il calcolo delle dispersioni per convezione dello scambiatore di calore.....	159
Tabella 4.23: risultati relativi alle dispersioni termiche totali alle pareti dello scambiatore di calore	159
Tabella 4.24: risultati relativi alle dispersioni termiche globali dell'impianto	162

SOMMARIO

Questa tesi ha come argomento principale la tecnologia di gassificazione di biomassa per ottenere da quest'ultima energia termica ed elettrica. Lo scopo di questa Tesi è stato quello di studiare un impianto di gassificazione di cippato di legno ed eseguirne il bilancio di massa e il bilancio energetico; l'impianto oggetto di questo studio è un impianto costruito e installato dall'azienda Curti Costruzioni Meccaniche spa, presso la quale ho svolto l'attività di tirocinio che ha preceduto e accompagnato l'elaborazione di questa Tesi e durante la quale ho redatto il bilancio dell'impianto.

Tale attività è stata molto utile per poter applicare le mie conoscenze a un impianto industriale reale e partecipare al lavoro del team che lo sta sviluppando. In questi mesi di tirocinio ho avuto la possibilità di vedere e studiare questo impianto, partecipare al suo sviluppo, vederne le modifiche, le problematiche e i miglioramenti e sono soddisfatta di aver dato un mio contributo allo sviluppo di questo impianto mediante il bilancio effettuato.

La stesura di questa Tesi e il tirocinio sono stati accompagnati da una scrupolosa attività di ricerca e informazione sulle biomasse e sul processo di gassificazione. La gassificazione di biomassa comporta numerosi vantaggi rispetto alla semplice combustione nei cicli di potenza, in quanto trasforma un combustibile solido rinnovabile in un gas, il syngas, che può essere usato per la produzione di elettricità e di calore in una turbina a gas o in un motore endotermico. Diversi Paesi, tra cui l'Italia, hanno sviluppato nel passato e continuano a sviluppare politiche di supporto al mercato dell'energia da fonti rinnovabili, incluse le biomasse.

Il sistema più semplice per ricavare energia dalle biomasse consiste nell'utilizzarle come combustibile in caldaie ma la gassificazione rappresenta un sistema alternativo e più razionale di sfruttamento dell'energia chimica delle biomasse: i gassificatori sfruttano infatti la dissociazione molecolare delle lunghe catene carboniose della biomassa che vengono così scisse in molecole più semplici a basso peso molecolare e incondensabili, quali monossido di carbonio, idrogeno, anidride carbonica e metano. Questo avviene grazie a un riscaldamento di tale materiale in presenza di quantità ridotte di ossigeno, ovvero di quantità minori rispetto alla quantità di ossigeno stechiometrico necessario per fare avvenire la reazione di combustione.

Dal processo si ottengono anche prodotti di scarto, quali il char (carbone) e tar (catrame). Il tar in particolare rappresenta la problematica maggiore di questi impianti in quanto è costituito essenzialmente da idrocarburi ad alto peso molecolare che condensando in diversi punti del reattore provocano ostruzioni al passaggio del gas e malfunzionamenti.

Le biomasse che vengono sottoposte a gassificazione sono le cosiddette biomasse lignocellulosiche, quindi quelle biomasse provenienti prevalentemente da residui agricoli o boschivi o anche da coltivazioni dedicate. La biomassa comprende però un'innumerabile quantità di materiali (biomasse amidacee-zuccherine, oleaginose, scarti della zootecnia e parte degradabile dei rifiuti solidi urbani) e in base alla natura di tale materiale, il processo di sfruttamento energetico sarà diverso.

Dopo un'attenta analisi al mondo delle biomasse e al processo di gassificazione, studiandone le fasi, i parametri che caratterizzano la formazione di tar e che influenzano la composizione del syngas e le tipologie di gassificatori esistenti, ho cominciato lo studio dell'impianto.

Quest'ultimo è impianto di gassificazione da 50 kW, di recente progettazione. Attualmente è in comodato d'uso gratuito presso un cliente dell'azienda e su questo si stanno ancora effettuando lavori per rendere il processo sempre più competitivo, continuativo e quindi appetibile a nuovi clienti.

Tale impianto utilizza come biomassa del cippato di legno di abete per la produzione di syngas, che, dopo un'opportuna pulizia da catrami e polveri, viene inviato a un motore endotermico per la produzione di energia elettrica. Si ha inoltre una produzione di energia termica grazie al raffreddamento dei prodotti della gassificazione mediante uno scambiatore di calore ad aria.

Negli ultimi mesi sono state apportate all'impianto modifiche impiantistiche, quali per ultima la sostituzione del gruppo motore con l'attuale motore da 50 kW; l'impianto quindi in questo momento non ha ancora una produzione di energia elettrica in quanto soggetto a prove di durata e stress meccanico dei componenti. Durante queste prove, eseguite periodicamente, il syngas prodotto non viene inviato al motore endotermico ma viene inviato a una torcia per essere combusto.

L'azienda prevede però di poter mettere in produzione l'impianto nei prossimi mesi in quanto tutte le modifiche necessarie sono state apportate e il processo ottenuto è perfettamente funzionante.

Di questo impianto ho eseguito durante il tirocinio il bilancio di massa e il bilancio energetico, strumenti utili per analizzarne il funzionamento e la sua resa complessiva in termini di energia.

Come primo passo ho effettuato un sopralluogo dell'impianto per capirne il funzionamento, gli elementi da cui è costituito e il processo. Il funzionamento dell'impianto può essere riassunto come di seguito: la carica della biomassa al reattore avviene mediante una coclea e nel reattore avvengono tutte le reazioni che portano alla formazione di tar, syngas e char. I prodotti della gassificazione attraversano poi uno scambiatore di calore in cui vengono portati da una temperatura di circa 350°C a una temperatura di 120°C; per il raffreddamento si utilizza aria e si ottiene una potenza termica disponibile di 4.9 kW. I prodotti della gassificazione giungono poi a un filtro a manica, nel quale il

syngas viene separato da char, catrami e polveri e viene poi aspirato mediante una soffiante per essere inviato al motore endotermico o alla torcia.

Noto il funzionamento dell'impianto ho poi studiato tutti i flussi di massa entranti e uscenti dal sistema e calcolato l'energia chimica a questi associata, conoscendone le proprietà fisiche e chimiche quali i poteri calorifici inferiori, i calori specifici e le temperature; inoltre sono serviti il calcolo delle dispersioni termiche e un'analisi attenta dei consumi elettrici di tutti gli ausiliari dell'impianto, dai motori per l'azionamento dalle coclee al gruppo compressore-essiccatore, dal gruppo motore-alternatore a tutte le elettrovalvole.

Inizialmente ho suddiviso l'impianto in sei sottosistemi e ho eseguito il bilancio di massa ed energetico per ognuno di essi, applicando i Principi di Conservazione della massa e dell'energia; mettendo assieme i risultati ottenuti dai sei sottosistemi, ho ottenuto il bilancio globale dell'impianto.

Il modello del bilancio energetico l'ho implementato su Excel e ho creato anche due modelli, sempre su Excel, per il calcolo delle dispersioni termiche per convezione e irraggiamento alle pareti di reattore e scambiatore.

I dati in input per l'esecuzione di questo bilancio li ho reperiti dai dati che vengono rendicontati durante le prove di funzionamento dell'impianto, durante le quali vengono rendicontate mediante software le portate in massa dei flussi che entrano ed escono dal sistema, temperature e pressioni in diversi punti dell'impianto, azionamenti delle valvole pneumatiche e azionamenti di tutti i motori installati. Ho utilizzato come dati di input al bilancio i dati ricavati da una prova di funzionamento effettuata a luglio e alcuni dati misurati direttamente sull'impianto da operatori.

Dal bilancio globale all'impianto ho ottenuto i seguenti risultati: con una portata in massa di 21 kg/h di cippato (energia chimica corrispondente di 100 kWh, considerando un PCI pari a 17020 kJ/kg) si ottengono 48 kg/h di syngas con PCI pari a 5500 kJ/kg. Dal raffreddamento dei prodotti di gassificazione si ottiene una potenza termica di 4.9 kW, disponibile sotto forma di aria calda, ma non possono ancora essere fatte considerazioni sulla produzione di energia elettrica e termica dal motore in quanto è prevista solo nei prossimi mesi la messa in produzione dell'impianto. Tali dati appena disponibili verranno inseriti nel bilancio.

Dai risultati ottenuti e dallo studio complessivo effettuato posso concludere che la tecnologia di gassificazione è una tecnologia con ampie possibilità di sviluppo e utilizzo, grazie anche a una legislazione a favore delle energie rinnovabili e a incentivazioni. L'impianto studiato in particolare bene si applica a diverse realtà quali scuole, case di cura, aziende agricole e il processo di

gassificazione ha un'efficienza (cold gas efficiency) pari al 74%; inoltre la quantità di tar prodotto dall'impianto è estremamente bassa rispetto ad altri impianti simili, solo di 1 grammo per ogni chilogrammo di biomassa processata. Come fattore negativo si ottiene un syngas con un PCI non elevato (soprattutto se confrontato con PCI di altri combustibili) ma è comunque idoneo alla sua combustione in un motore endotermico.

Parole chiave: biomassa, gassificazione, componenti di un impianto di gassificazione, cippato di legno, bilancio di massa, bilancio energetico, dispersioni termiche.

ABSTRACT

This thesis has as main argument the technology of biomass gasification to obtain from this thermal and electrical energy. The aim of this thesis was to study a wood chip gasification plant and to carry out its mass balance and energy balance.

The object of this study is a plant built and installed by the company Curti Costruzioni Meccaniche Spa, where I carried out the activity of internship that preceded and accompanied the elaboration of this thesis and during which I drafted the balance of the plant. This activity was very useful to be able to apply my knowledge to a real industrial plant and participate in the work of the team that is developing it. In These two months of internship I had the opportunity to see and study this plant, participate at its development, seeing the changes, problems and improvements and I am pleased to have made my contribution to the development of this plant.

The drafting of this thesis and the internship were accompanied by a scrupulous research and information activity on biomasses and the gasification process. Biomass gasification has many advantages compared to simple combustion in the power cycles, as it transforms a renewable solid fuel into a gas, the syngas, which can be used to the production of electricity and heat in a turbine or in an endothermic motor. Several countries, including Italy, have developed in the past and they continue to develop policies to support the energy market from renewable sources, including biomass. The easiest way to obtain energy from biomass is to use it as fuel in boilers but gasification is an alternative and more rational system of energy exploitation of biomasses: the gasifiers exploit the molecular dissociation of the long biomass carbon chains which are thus split into simpler molecules with low molecular weight and uncondensable, such as carbon monoxide, hydrogen, carbon dioxide and methane. This process happens thanks to a heating of this material in the presence of reduces quantities of oxygen, or smaller quantities than the amount of stoichiometric oxygen required to realize the combustion reaction.

The process also produces waste products, such as char (charcoal) and tar. The tar is the major problem of these plants, because it consists essentially of hydrocarbons with a high molecular weight that condensing in different points of the reactor, cause obstructions to the gas passage and malfunctions.

The biomasses that are subjected to gasification are the so-called Lignocellulosic biomasses. They come mainly from agricultural or wooded residues or also from dedicated cultivations. However, biomass includes an innumerable amount of materials (starch-sugar biomasses, oil biomasses,

husbandry wastes and degradable part of municipal solid waste) and according to the nature of this material, the process of energy exploitation will be different.

After a careful analysis of the biomass world and the gasification process, studying the phases, the parameters that characterize the formation of tar and which influence the composition of the syngas and the types of existing gasifiers, I began the study of the plant.

This is a 50 KW gasification plant, recently designed. It is actually on loan for free use by a company customer and on this works are still under way to make the process increasingly competitive, continuous and attractive to new customers. This plant uses as biomass of the wood chips of fir to the production of syngas, which, after an opportune cleaning by tars and powders, is sent to an endothermic motor to the production of electricity. There is also a production of thermal energy thanks to the cooling of the gasification products through an air heat exchanger.

Plant modifications have been made in the last months, such as the replacement of the motor unit with the current 50 KW engine, so at this time the plant does not have a production of electricity and it is subject to tests of duration and mechanical stress of the components.

The syngas produced during the operating tests to which the system is subjected periodically is not sent to the endothermic motor but is sent to a torch to be combust. However, the company expects to be able to complete the plant in the coming months because all the necessary modifications have been made and the process obtained is perfectly working.

Of this plant I did, during the internship, the mass balance and the energy balance, useful tools to analyse its functioning and its yield in terms of energy. As a first step I carried out an inspection of the plant to understand the operation, the elements from which it is constituted and the process.

The operation of the system can be summarized as follows: the charge of the biomass to the reactor takes place using a cochlea and in the reactor all the reactions that lead to the formation of tar, syngas and char occur. The gasification products then pass through a heat exchanger in which they are cooled from a temperature of about 350 ° C to a temperature of 120 ° C; air is used for cooling and in this way a thermal power of 4.9 KW is obtained. Gasification products come to a channel filter, in which the syngas is separated from char, tars and powders. It is then aspirated using a blower and sent to the endothermic motor or to a torch.

After the study of the process and the components of the plant, then I studied all the mass flows entering and exiting the system and I calculated the chemical energy associated with them, knowing the physical and chemical properties such as the lower calorific powers, the specific heat and

temperatures. I also calculated the thermal dispersions and I carry out a careful analysis of the electrical consumptions of all the auxiliaries of the plant, from the motors to the compressor group, from the motor-alternator group to all the valves.

Initially, I divided the plant into six subsystems and ran the mass and energy balance for each of them, applying the principles of mass and energy conservation; putting together the results obtained from the six subsystems, I obtained the overall energy balance and mass balance of the plant.

I implemented the energy balance model on Excel and I also created two models, again on Excel, to calculate the thermal dispersions by convection and irradiation to the walls of reactor and exchanger. I found the input data for the execution of this balance from the data that are reported during the tests operation of the plant, during which are reported by software: mass flow of flows entering and leaving the system, temperatures and pressures at different points of the plant, pneumatic valves and all installed engines drives. I used data for the balance sheet from a final test of operation, together with a data measured manually directly on the system by an operator.

From the global budget to the plant I got the following results: with a mass flow of 21 kg/h of chips (corresponding a chemical energy of 100 kWh, considering a PCI equal to 17020 kJ/kg), it is obtained 48 kg/h of syngas with PCI equal to 5500 kJ/kg. The cooling of the gasification products produces a thermal power of 4.9 KW, available in the form of hot air. Considerations on the production of electric and thermal energy from the engine cannot be made at this point because the plant does not produce electricity yet. This data will be available in the next few months and they will be included in the balance sheet.

From the results obtained and from the overall study carried out I can conclude that the gasification technology is a technology with wide possibilities of development and use, thanks also to legislation for renewable energies and incentives. The plant studied well applies to different realities such as schools, farms or nursing homes and the gasification process has an efficiency (cold gas efficiency) equal to 74%; moreover, the amount of tar produced by the plant is extremely low compared to other similar plants, only 1 gram per kilogram of processed biomass. As a negative factor you get a syngas with a non-elevated PCI (especially when compared with PCI of other fuels) but it is still suitable for its combustion in an endothermic motor.

Key words: biomass, gasification, components of a gasification plant, wood chips, mass balance, energy balance, heat dispersions

INTRODUZIONE

La biomassa è stata la prima fonte energetica utilizzata nella storia, basti pensare al legno usato dagli uomini primitivi per scaldare o all'olio vegetale utilizzato dagli antichi Greci e Romani per realizzare le prime lampade. Il legno è stato il protagonista indiscusso per la generazione di energia fino al XVII secolo.

Dalla fine del Settecento, con l'avvento della rivoluzione industriale inglese, l'utilizzo del legno è stato soppiantato dal carbone, che diventa la fonte principale di energia del XIX secolo. Viene infatti da quel momento impiegato come combustibile per generare l'energia termica e la forza vapore necessaria per alimentare il moto delle macchine nel settore industriale e nel settore dei trasporti.

Dalla prima rivoluzione industriale, lo sfruttamento delle fonti fossili è andato incrementando nel tempo, ma la biomassa è sempre rimasta una valida alternativa per la produzione di energia. Si veda come esempio i gasogeni a biomassa, che producevano il gas necessario all'alimentazione di automezzi al posto della benzina nel periodo prebellico italiano degli anni 1930-1940. Il gas prodotto aveva un potere calorifico minore rispetto alla benzina e la potenza che se ne poteva estrarre era scarsa, ma nell'ottica dell'autarchia dei carburanti in Italia in quegli anni, una legge imponeva l'installazione di un impianto a gasogeno su tutti gli autoservizi pubblici, comunali e non [4].



Figura 0.1: autobus a biomassa, con gassificatore onboard durante la Seconda Guerra Mondiale [4].

Dopo la fine della Seconda Guerra Mondiale, l'ampia disponibilità di combustibili fossili ha posto fine alla necessità di utilizzo della tecnologia della gassificazione per i trasporti.

A parte qualche eccezione di questo tipo, l'utilizzo dei combustibili fossili per la generazione di potenza è stato l'indiscusso protagonista, almeno fino al 1973 quando comincia per Italia, Europa e USA una nuova "fase energetica" con l'Embargo petrolifero. I paesi arabi associati all'OPEC (Organizzazione dei paesi esportatori di petrolio) decisero di sostenere l'azione di Egitto e Siria (durante la guerra dello Yom Kippur) tramite robusti aumenti del prezzo del barile ed embargo nei confronti dei paesi maggiormente filo-israeliani.

Le misure dell'OPEC condussero ad una impennata dei prezzi e ad una repentina interruzione del flusso dell'approvvigionamento di petrolio verso le nazioni importatrici, quali USA e paesi europei. La crisi cambiò la mentalità della popolazione su alcuni importanti temi: si diffuse una maggior consapevolezza dell'instabilità del sistema produttivo e si rivalutò l'importanza del petrolio, che non fu più visto come l'unica fonte di energia possibile. Con la crisi energetica del 1973 cominciarono ad entrare nel vocabolario comune nuove parole come "ecologia" e "risparmio energetico", simboli di un cambiamento della mentalità della società [4].

L'utilizzo di carbone, petrolio e gas naturale è però rimasto importante in tutti i settori, da quello dei trasporti e del settore industriale, fino al residenziale e ad oggi rimangono le fonti energetiche maggiormente utilizzate.

Solo nell'ultimo ventennio si è assistito ad un significativo e crescente interesse verso le energie rinnovabili ed il risparmio energetico, il tutto legato a questioni sulla sicurezza dell'approvvigionamento energetico e al contrasto ai cambiamenti climatici, ma anche allo sviluppo economico che il progresso tecnologico e l'innovazione di questo settore possono garantire.

Risparmio energetico ed energia da fonte rinnovabile costituiscono, d'altra parte, i pilastri fondamentali del protocollo di Kyoto (1997) per la riduzione delle emissioni di gas a effetto serra.

In tale quadro, l'Unione Europea ha assunto un ruolo trainante negli anni, emanando una serie di provvedimenti volti a rafforzare le azioni dei diversi paesi membri per il raggiungimento di tali obiettivi. Nel seguito sarà proposto un paragrafo contenente le principali Direttive europee e sviluppi normativi degli ultimi anni, riguardanti la promozione dell'utilizzo di fonti rinnovabili e in particolare delle biomasse.

Nel primo capitolo di questa Tesi presenterò le generalità sulle biomasse per fornire un inquadramento generale su questa tematica; ne ho riportato la definizione, i processi esistenti nello stato dell'arte per la loro conversione energetica e la loro classificazione. Un paragrafo sarà inoltre

dedicato alla spiegazione delle normative vigenti in materia di fonti rinnovabili e le incentivazioni ottenibili in caso di installazione di un impianto a biomasse.

Il secondo capitolo riguarderà invece il processo di gassificazione, con la spiegazione delle reazioni coinvolte, dei parametri operativi che condizionano il processo, delle varie tipologie di gassificatori e dei criteri utilizzati per la valutazione in termini energetici del processo. Ho riportato inoltre le caratteristiche del syngas ottenibile, che dipendono da diversi parametri, e delle tecniche di pulizia di quest'ultimo di modo che sia idoneo all'utilizzo in motori a combustione o turbine. In un breve paragrafo conclusivo del capitolo ho invece riportato alcuni possibili sviluppi futuri della gassificazione, accoppiata a altre tecnologie quali la tecnologia al plasma per la vetrificazione dei rifiuti o la produzione di idrogeno per le fuel cells; la Chemical Looping Gasification è invece una tecnologia nella quale rispetto alla gassificazione classica non si ha come agente gassificante l'aria ma ossidi metallici, dalla quale si ottiene un syngas con elevato potere calorifico.

Il terzo capitolo contiene la presentazione dell'impianto con il relativo P&I, la spiegazione nel dettaglio del suo funzionamento e di tutti i suoi componenti. Ho riportato poi l'andamento nel tempo delle grandezze caratteristiche dell'impianto, quali pressioni, temperature e flussi di massa; tali andamenti si ottengono grazie alla rendicontazione dei dati durante le prove di funzionamento e soprattutto grazie a numerosi strumenti di misura e controllo installati nell'impianto. In un paragrafo parlerò di quest'ultimi, dagli strumenti installati per la misura di temperatura e pressione a quelli per la misura della corrente elettrica assorbita dagli ausiliari e delle portate.

Nel quarto e ultimo capitolo di questa Tesi sarà invece mostrata la procedura di esecuzione del bilancio di massa ed energetico dell'impianto, quindi la suddivisione nei sei sottosistemi con i relativi risultati e il bilancio globale. Si riportano inoltre i modelli ottenuti per il calcolo delle dispersioni. Ho concluso il capitolo riportando i risultati ottenuti e le immagini delle tabelle Excel da me compilate.

La Tesi termina poi con le conclusioni nelle quali riporto un giudizio sugli aspetti emersi e analizzo pro e contro dell'impianto di gassificazione studiato.

1. GENERALITA' SULLE BIOMASSE

Le fonti energetiche rinnovabili, provenienti dal settore agro-forestale, riscuotono oggi grande attenzione, sia da parte delle autorità che dall'opinione pubblica in quanto impiegate in impianti per la produzione di energia elettrica e termica.

In questo capitolo verranno presentati i vari tipi di biomassa, le proprietà, le principali normative di riferimento e i diversi processi possibili per il loro sfruttamento dal punto di vista energetico.

Nel caso dell'impianto in esame, la biomassa utilizzata è cippato di legno, quindi materiale appartenente alla filiera delle biomasse ligno-cellulosiche; per questo motivo quest'ultime saranno il principale oggetto della trattazione.

1.1 Definizione di biomassa e classificazione

Con il termine "biomassa" ci si riferisce a una notevole quantità di materiali e in Italia inoltre non esiste una definizione univoca di biomassa. Data l'eterogeneità dei materiali, il campo di utilizzo, la provenienza ecc..., la definizione di biomassa assume un significato diverso a seconda dell'ambito di applicazione o della normativa di riferimento.

Ne consegue che si notano sostanziali differenze nella sua definizione a seconda che si abbia a che fare con una procedura autorizzativa di un impianto oppure con una richiesta di autorizzazione alle emissioni per la produzione di energia elettrica e/o termica, piuttosto che nella gestione della biomassa intesa come rifiuto o sottoprodotto. Nei differenti casi dovrà essere utilizzata la definizione di biomassa della normativa riferita allo specifico caso.

Si riportano di seguito le definizioni di biomassa riportate nelle direttive europee. La direttiva comunitaria 2001/77/CE conteneva una prima definizione di biomassa e venne recepita in Italia con il D.Lgs 387 del 29 dicembre 2003, riguardante la produzione di energia elettrica da fonti rinnovabili. In particolare, la biomassa veniva definita come:

“parte biodegradabile dei prodotti, rifiuti e residui provenienti dall'agricoltura (comprendente sostanza vegetali ed animali), dalla selvicoltura e dalle industrie connesse, nonché la parte biodegradabile dei rifiuti industriali ed urbani” [1].

Questa definizione di biomassa è stata poi ampliata dal più recente D.Lgs 28/2011 recante l'attuazione della direttiva 2009/28/CE sulla promozione dell'uso dell'energia da fonti rinnovabili, che modifica e successivamente porta all'abrogazione delle direttive 2001/77/CE e 2003/30/CE. Nell'articolo 2, lettera e), la biomassa viene definita come:

“la frazione biodegradabile dei prodotti, rifiuti e residui di origine biologica provenienti dall'agricoltura (comprendente sostanze vegetali e animali), dalla silvicoltura e dalle industrie connesse, comprese la pesca e l'acquacoltura, gli sfalci e le potature provenienti da verde pubblico e privato, nonché la parte biodegradabile dei rifiuti industriali e urbani” [1].

Si comprende quindi come nel termine biomassa sono raggruppati materiali che possono essere anche molto diversi tra loro per caratteristiche chimiche e fisiche. Di conseguenza anche le loro utilizzazioni, a fini energetici, possono essere molteplici. In linea generale i processi di trasformazione possono essere raggruppati in due diverse categorie: i processi di conversione biochimica, che permettono di ricavare energia attraverso reazioni chimiche dovute alla presenza di enzimi, funghi e altri micro-organismi che si formano nella biomassa mantenuta in particolari condizioni e i processi di conversione termochimica che hanno invece come fondamento l'azione del calore, il quale permette lo sviluppo delle reazioni chimiche necessarie a trasformare la materia in energia. I fattori discriminanti che indirizzano la scelta verso uno dei due processi sono il rapporto carbonio/azoto (C/N) e il tenore di umidità alla raccolta: quando il rapporto C/N è inferiore a 30 e il contenuto di umidità supera valori del 30% si utilizzano generalmente processi biochimici, in caso contrario sono più idonei processi termochimici [11].

E' possibile effettuare una classificazione delle biomasse, distinguendole in base al comparto di provenienza. Si differenziano così le varie tipologie [11]:

- Biomassa da comparto forestale e agroforestale: sono i residui delle operazioni selvicolturali o delle attività agroforestali, utilizzazione di boschi cedui, ecc...;
- Biomassa da comparto agricolo: residui colturali provenienti dall'attività agricola e dalle colture dedicate di specie lignocellulosiche, piante oleaginose, per l'estrazione di oli e la loro trasformazione in biodiesel, piante alcoligene per la produzione di bioetanolo;
- Biomassa da comparto zootecnico: reflui zootecnici per la produzione di biogas;
- Biomassa da comparto industriale: residui provenienti dalle industrie del legno o dei prodotti in legno e dell'industria della carta, nonché residui dell'industria agroalimentare;
- Biomassa da rifiuti urbani: residui delle operazioni di manutenzione del verde pubblico e frazione umida di rifiuti solidi urbani.

Un'ulteriore classificazione suddivide invece le biomasse in base alla matrice organica preponderante in esse presente [11]:

- Matrice lignocellulosica
- Matrice amidacea-zuccherina o alcooligena
- Matrice oleaginosa
- Matrice zootecnica

Nel seguito si analizzeranno le biomasse del comparto forestale (al quale appartiene il cippato di legno), ovvero biomasse con matrice lignocellulosica.

1.1.1 Biomassa come fonte rinnovabile

Un problema sorto in passato negli ultimi vent'anni, è quello relativo alla classificazione della biomassa, ovvero se classificarla fra le risorse rinnovabili o non rinnovabili.

Una fonte, genericamente, si considera rinnovabile se ha una capacità di rinnovarsi in un tempo minore o uguale al tempo in cui viene consumata; una risorsa è invece non rinnovabile se il suo impiego è limitato nel tempo a causa della sua irriproducibilità o lenta riproducibilità nel tempo [1].

Il classico esempio di risorse non rinnovabili sono i combustibili fossili, i quali impiegano milioni di anni per generarsi. Per quanto riguarda la biomassa, questa può essere considerata rinnovabile a patto che il ritmo di impiego della stessa non superi la sua capacità di rigenerazione.

1.1.2 Life cycle assessment della trasformazione di biomassa in bio combustibili

Un problema legato all'utilizzo dei combustibili fossili è quello, fra gli altri, delle emissioni di CO_2 in seguito alla loro combustione; l'anidride carbonica è naturalmente presente in grandi quantità sul nostro pianeta, ad esempio immagazzinata negli oceani sotto forma di ioni carbonato o prodotta dalle eruzioni vulcaniche. Il problema sorge però quando la sua produzione diventa troppo abbondante rispetto ai meccanismi naturali e un eccesso di CO_2 porta al cosiddetto effetto serra e conseguente surriscaldamento globale; per questo motivo è importante tenere sotto controllo le emissioni di CO_2 in atmosfera.

Per quanto riguarda la biomassa, in prima battuta questa può essere considerata una fonte energetica neutrale ai fini dell'incremento delle emissioni di CO_2 in atmosfera: considerando il suo classico ciclo di vita, la biomassa vegetale cresce grazie all'energia solare, che consente di convertire la CO_2 atmosferica in materia organica attraverso il processo di fotosintesi clorofilliana; l'anidride carbonica

assorbita ritorna poi in atmosfera con la valorizzazione energetica della stessa, chiudendo così il bilancio.

Si riporta di seguito un semplice esempio di ciclo di vita di una biomassa.



Figura 1.1: ciclo di vita di una biomassa

In questa analisi occorre però anche inserire il Life Cycle Assessment (LCA), ovvero una valutazione del ciclo di vita che prenda in considerazione anche l'intera filiera di produzione, trattamento e valorizzazione della stessa, per determinare l'impatto reale dal punto di vista delle emissioni di gas serra.

L'LCA è definito dalla Society of Environmental Toxicology and Chemistry (SETAC) come: "procedimento oggettivo di valutazione degli impatti energetici e ambientali relativi a un prodotto/processo/attività, effettuato attraverso l'identificazione dell'energia e dei materiali usati e dei rifiuti rilasciati nell'ambiente. La valutazione include l'intero ciclo di vita del prodotto/processo/attività, comprendendo l'estrazione e il trattamento delle materie prime, la fabbricazione, il trasporto, la distribuzione, l'uso, il riuso, il riciclo e lo smaltimento finale".

L'LCA comprende quindi l'analisi dell'intero ciclo di vita del materiale in esame, in pratica dalla culla alla tomba: nel caso della biomassa trasformata in bio combustibile (ovvero un combustibile ottenuto in modo indiretto dalla biomassa) occorre quantificare i consumi di energia e le emissioni dal momento iniziale in cui questa viene prodotta, trasportata e lavorata, fino al momento in cui viene utilizzata. Considerando questi fattori si capisce come il bilancio sulle emissioni di CO₂ dell'intero

ciclo di vita di una biomassa molte volte non si chiude in pareggio, ma con l'emissione di anidride carbonica.

L'LCA della trasformazione della biomassa in bio-combustibile comprende quindi 4 fasi principali:

- 1) Fase di crescita
- 2) Fase di trattamento e lavorazione
- 3) Fase di trasporto e distribuzione (solo in pochissimi casi la biomassa viene prodotta e utilizzata nello stesso sito)
- 4) Fase di utilizzo

Considerando l'intero LCA, la biomassa non si può considerare una fonte energetica neutrale ai fini dell'incremento delle emissioni di gas serra in atmosfera.

1.2 Processi di conversione della biomassa

Nel primo paragrafo di questo capitolo è stato spiegato cosa si intende per biomassa e quali sono le diverse tipologie sfruttabili per ottenere energia.

In questo paragrafo si riporteranno invece i diversi processi tecnologici disponibili nello stato dell'arte per la valorizzazione energetica di quest'ultima; i diversi processi sono strettamente correlati alla tipologia di biomassa.

Tra questi si hanno [1]:

- 1) Combustione: la combustione di una biomassa comporta l'ossidazione della stessa da parte di un comburente (ossigeno) con conseguente sviluppo di calore. La combustione della biomassa è quella che viene attuata in caldaie, da quelle a pellet per uso residenziale a quelle a livello industriale ad esempio inserite in cicli di Rankine o di Hirn;
- 2) Pirolisi: è un processo di decomposizione termochimica di materiali organici ottenuto mediante la somministrazione di calore e in completa assenza di ossigeno [1];
- 3) Gassificazione: è un processo termochimico in ambiente controllato (ovvero con una precisa quantità di ossigeno, inferiore alla quantità stechiometrica) che permette di convertire la biomassa (o un combustibile solido contenente carbonio) in un gas di sintesi (syngas) usualmente composto in prevalenza da monossido di carbonio, idrogeno e altri composti come metano e anidride carbonica [1];
- 4) Fermentazione: è un processo ossidativo anaerobico svolto da microrganismi a carico di carboidrati o amminoacidi [1];

5) Digestione anaerobica: è un processo di degradazione della sostanza organica da parte di microrganismi in assenza di ossigeno [1].

Si riporta un'immagine schematica sui vari tipi di biomassa e il relativo processo di valorizzazione energetica.

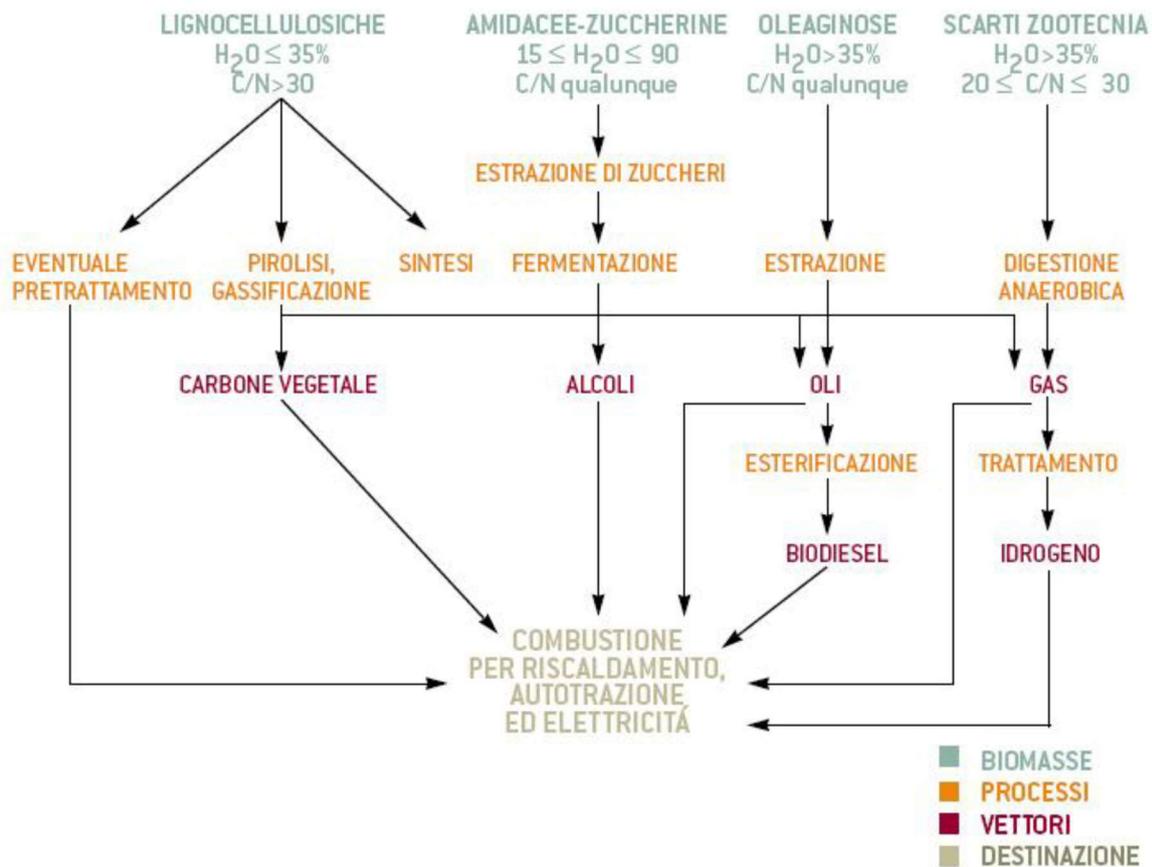


Figura 1.2: processi di conversione della biomassa [1]

Le biomasse lignocellulosiche vengono sottoposte a processi di combustione, pirolisi o gassificazione. Dalla pirolisi e gassificazione si ottiene un gas combustibile, il syngas, utilizzabile per l'alimentazione di motori a combustione.

Le biomasse amidacee-zuccherine (ad esempio cereali amidacei come il mais e colture zuccherine come la canna da zucchero) vengono invece sottoposte a un processo di fermentazione per ottenere alcoli come l'alcol etilico (etanolo). Nel caso delle colture zuccherine, si procede selezionando le parti della pianta contenenti zucchero. A queste viene aggiunto del lievito di birra, per stimolare la fermentazione degli zuccheri che porta alla produzione di alcol e di anidride

carbonica. L'ultima fase di lavorazione prevede la distillazione della parte liquida per la produzione dell'etanolo vero e proprio. Nella lavorazione della canna da zucchero, il processo lascia come residuo la parte fibrosa della pianta, la cosiddetta "bagassa". Si tratta di un prodotto di scarto che viene ottimamente valorizzato attraverso la combustione e la produzione di elettricità e calore.

Nel caso dei cereali, invece, si procede separando e selezionando i semi, per poi macinarli. Viene quindi aggiunta dell'acqua e il composto viene sottoposto ad una breve cottura ad alte temperature (la "gelatinizzazione"), per essere poi raffreddato. Dopo questa fase di pretrattamento, vengono aggiunti particolari enzimi (le amilasi) che trasformano gli amidi in zuccheri semplici, adatti alla fermentazione alcolica. A questo punto, si procede alla distillazione e quindi all'estrazione dell'etanolo. Dal processo di lavorazione dei cereali si ricavano buoni quantitativi di sottoprodotti utilizzabili come mangimi animali. Partendo da 100 kg di cereali, si ottengono mediamente 30 kg di etanolo e 30 kg di mangimi.

Il bioetanolo che si produce mediante questa fermentazione a partire da biomasse amidacee-zuccherine è un carburante liquido e incolore, dotato di parametri chimico-fisici simili a quelli della benzina. Molto spesso il bioetanolo è presente nelle benzine sotto forma di additivo, in percentuali fino al 10%. Si tratta dell'etere etilterbutilico (ETBE), una variante del bioetanolo utilizzata per migliorare la combustione e diminuire alcune emissioni inquinanti specifiche, come gli idrocarburi incombusti e il monossido di carbonio.

Tra le principali caratteristiche del bioetanolo ci sono:

- elevato numero di ottani dell'etanolo puro rispetto alla benzina (113 vs. 89,7), che garantisce ottime prestazioni ai motori
- potere calorifico inferiore alla benzina, con un aumento dei consumi pari a circa il 15-30%
- assenza di zolfo

Le biomasse oleaginose (ad esempio i semi di girasole, il mais, la colza, la soia) subiscono invece un processo di estrazione degli oli. Gli oli che si ottengono dai semi possono essere estratti e utilizzati come combustibili per alimentare gruppi elettrogeni attraverso combustione diretta. Le piante dette sopra producono una quantità di olio in misura del 35-45% del peso e con un notevole potere calorifico (fino a 10000 kcal/kg). Inoltre, i residui del processo di estrazione possono essere riutilizzati e impiegati per gli alimenti della zootecnia o nell'industria farmaceutica (produzione di glicerina) e anche per la produzione di pellet. Solitamente, gli oli prodotti subiscono prima di essere combusto un processo di esterificazione in modo da rendere compatibile il loro utilizzo con i motori endotermici. La transesterificazione consiste nel rompere le molecole degli oli vegetali miscelando

olio (composto prevalentemente da trigliceridi) con metanolo in presenza di una sostanza a base di potassio. Con tale procedimento, da 1000 kg di olio raffinato e 100 kg di metanolo si ottengono circa 1000 kg di biodiesel e 100 kg di glicerolo, un sottoprodotto che viene raffinato e venduto all'industria farmaceutica in forma di glicerina. Dopo il processo di esterificazione si ottiene il cosiddetto biodiesel, combustibile analogo al gasolio derivante dal petrolio

Gli scarti della zootecnia comprendono i prodotti di scarto di un allevamento o, meglio, sono il risultato della miscela di svariati materiali: deiezioni zootecniche (feci, urine), acque di lavaggio, lettiera, peli, residui alimentari e vengono sfruttati mediante processi di digestione anaerobica. La digestione anaerobica è un processo biologico per mezzo del quale, in assenza di ossigeno, la sostanza organica contenuta nei materiali di origine vegetale e animale viene trasformata in biogas, costituito principalmente da metano e anidride carbonica. Il biogas ha in generale questa composizione: CH_4 : 50 - 80%, CO_2 : 50 - 20%, $H_2S < 1\%$, H_2 e N_2 in tracce.

I prodotti della digestione anaerobica sono quindi biogas e il digestato, che si può utilizzare per la preparazione dei fertilizzanti. Il biogas può invece ad esempio essere utilizzato in un gruppo cogenerativo per la produzione di energia termica ed elettrica.

1.2.1 La filiera dei biocombustibili solidi

La filiera dei biocombustibili solidi prevede una fase di utilizzazione e valorizzazione energetica del biocombustibile ottenuto da biomassa e una seconda fase in cui si ottengono come prodotti del processo energia termica ed elettrica.

Le principali tipologie di biomasse comunemente impiegate a fini energetici in Italia sono:

- coltivazioni erbacee dedicate (colture da fibra: sorgo da fibra, cardo, canna comune; colture oleaginose: girasole, colza; colture amilacee: frumento, mais, sorgo zuccherino);
- coltivazioni arboree dedicate (boschi per la produzione di legname a scopo energetico: conifere, latifoglie; coltivazioni arboree fuori bosco a rapido accrescimento: pioppo, robinia, salice);
- materiale residuale da coltivazioni agricole erbacee ed arboree (paglia; legno di potatura);
- materiale residuale da coltivazione boschiva (ramaglia, legname proveniente da pulizia, apertura strade antincendio, derivante da incendi);
- residui dell'agro-industria (sansa, vinacce esauste, bucce di pomodoro);
- residui dell'industria del legno (segatura, legno vergine di scarto).

I biocombustibili solidi ottenuti da queste biomasse vengono per la maggior parte utilizzati in processi combustione, gassificazione o pirolisi, e la loro filiera di utilizzazione avviene secondo il seguente schema [1]:

FILIERA BIOCOMBUSTIBILI SOLIDI

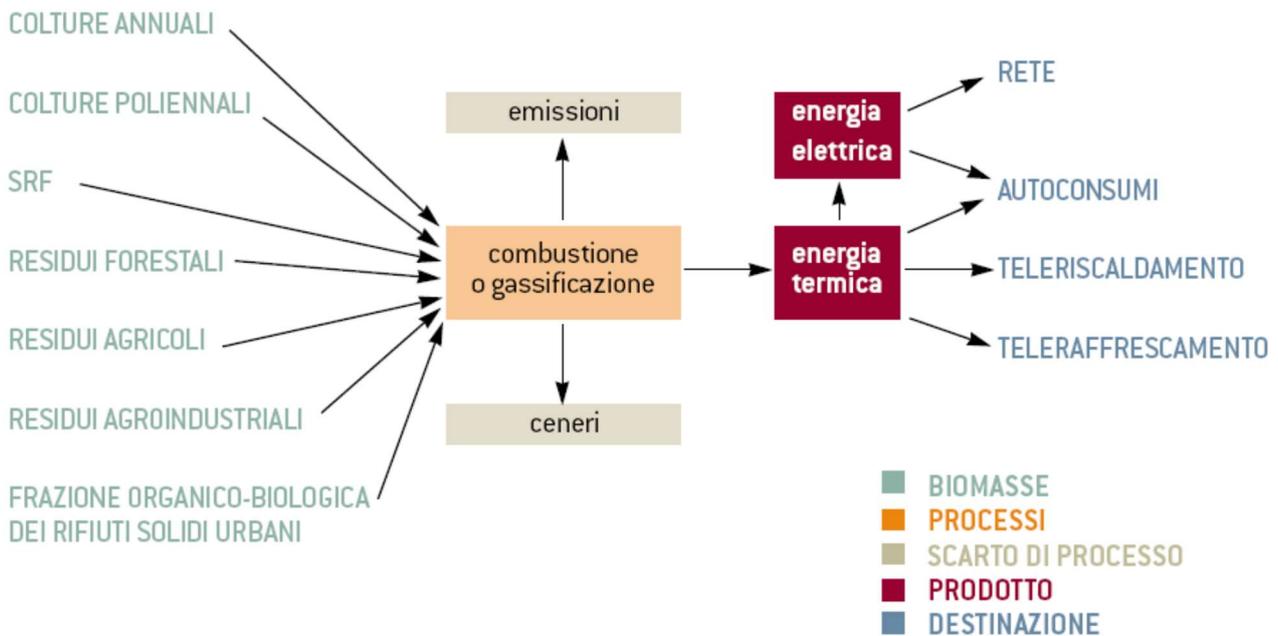


Figura 1.3: filiera dei biocombustibili solidi [1]

Dalla valorizzazione energetica si ottengono come sottoprodotti di scarto ceneri e emissioni di anidride carbonica e altri gas inquinanti quali composti dell'azoto, dello zolfo, del cloro e diossine, in funzione della composizione iniziale della biomassa. Dal processo si ottengono poi come voluto energia termica ed elettrica.

L'energia termica può essere utilizzata in reti di teleriscaldamento per la produzione di acqua calda ad uso residenziale ad esempio per impianti di riscaldamento o anche in reti di teleraffrescamento, dove il calore prodotto viene utilizzato per la produzione di acqua refrigerata mediante l'utilizzo di gruppi frigorifero ad assorbimento. L'energia elettrica prodotta può essere immessa in rete o utilizzata per gli autoconsumi dell'impianto stesso.

1.3 Le biomasse lignocellulosiche

In questo paragrafo verranno mostrate le diverse categorie di biomassa lignocellulosica e analizzate le caratteristiche chimico-fisiche di queste. Si pone maggior attenzione a questa tipologia di biomassa in quanto il cippato, utilizzato nell'impianto in esame, appartiene a questa tipologia.

La biomassa lignocellulosica comprende le seguenti categorie:

- Biomassa dal comparto agricolo
- Colture energetiche dedicate
- Biomassa dal comparto forestale o agroforestale

1.3.1 Biomassa di origine agricola

Il comparto agricolo è una importante risorsa in termini di biomassa da poter destinare a scopi energetici; in questo ambito sono compresi sia i residui derivanti dalle operazioni di gestione delle colture destinate a fini alimentari sia le colture destinate esclusivamente ad un impiego nel settore della produzione di energia. Relativamente ai residui agricoli, non tutti i sono però adeguati ad un impiego in ambito energetico: ciò dipende principalmente da questioni di natura quantitativa e qualitativa, in termini di caratteristiche chimico-fisiche ed energetiche, oltre a questioni di natura economica quali i costi necessari per la raccolta e il trasporto. Tra i principali residui agricoli, di interesse a fini energetici, ci sono [11]:

- 1) paglie dei cereali (frumento tenero e duro, orzo, avena, segale): sono i residui che rimangono in campo dopo la trebbiatura e rappresentano il principale sottoprodotto dei cereali coltivati per la produzione di granella;
- 2) stocchi, tutoli e brattee di mais da granella: gli stocchi possono essere recuperati successivamente alla raccolta della granella ed il loro recupero può avvenire sia nel periodo primaverile sia in quello tardo-autunnale, in quest'ultimo caso si hanno problematiche connesse all'elevato tasso di piovosità che genera un aumento di umidità del prodotto riducendone la qualità;
- 3) paglia di riso;
- 4) sottoprodotti delle colture arboree da frutto: sono residui che si ottengono dalle operazioni di potatura dei frutteti che si eseguono nel periodo di riposo vegetativo con tempistiche e modalità variabili in funzione del tipo di coltura.

Si riporta una tabella con le principali caratteristiche chimico-fisiche dei residui colturali:

Sottoprodotto agricolo	Umidità alla raccolta (%)	Produzione media (t/ha)	Rapporto C/N	Ceneri (% in peso)	p.c.i. (kcal/kg ss)
Paglia frumento tenero	14-20	3-6	120-130	7-10	4.100-4.200
Paglia frumento duro	14-20	3-5	110-130	7-10	4.100-4.200
Paglia altri cereali autunno-vernini	14-20	3-5,5	60-65	5-10	3.300-3.400
Paglia riso	20-30	3-5	60-65	10-15	3.700-3.800
Stocchi mais	40-60	4,5-6	40-60	5-7	4.000-4.300
Tutoli e brattee di mais	30-55	1,5-2,5	70-80	2-3	4.000-4.300
Sarmenti vite	45-55	3-4	60-70	2-5	4.300-4.400
Frasche di olivo	50-55	1-2,5	30-40	5-7	4.400-4.500
Residui fruttiferi	35-45	2-3	47-55	10-12	4.300-4.400

Figura 1.4: tabella con le principali caratteristiche chimico-fisiche dei residui colturali [11]

Uno dei principali aspetti da tenere in considerazione nella destinazione d'uso da attribuire ai residui agricoli è il loro ruolo agronomico, ovvero alla possibilità di un loro impiego direttamente in campo al fine di evitare l'impoverimento di sostanza organica dei suoli in conseguenza di un eccessivo asporto degli stessi residui: l'interramento costituisce, soprattutto nel caso di residui da colture erbacee, una fonte di fertilità chimica, fisica e biologica per il terreno.

Le caratteristiche chimiche dei residui influenzano anche la possibilità di un loro impiego in ambito energetico: un alto contenuto in cenere, che nel caso dei residui fruttiferi e della paglia può superare il 10% in peso su base secca, può infatti provocare problematiche connesse agli impianti di produzione di energia a causa di formazione di scorie e depositi oltre che determinare emissioni di particolato.

Altro aspetto da tenere in considerazione sono le quantità di residuo disponibili, ovvero la produttività per unità di superficie, che di norma è talmente modesta da non giustificare la raccolta e il trasporto; è quindi anche importante la distribuzione dei residui sul territorio, la loro stagionalità e la possibilità di stoccaggio del prodotto [11].

1.3.2 Biomassa da colture energetiche dedicate

Con il termine “colture dedicate” si fa riferimento a coltivazioni allestite allo scopo di produrre biomassa da destinare alla produzione di energia elettrica e/o termica. Le colture dedicate possono essere raggruppate in tre categorie principali:

- 1) colture da biomassa lignocellulosica;
- 2) colture oleaginose
- 3) colture alcoligene

Di queste si prendono in considerazione quelle da biomassa lignocellulosica. Queste colture possono essere suddivise in tre gruppi:

- 1) Colture erbacee annuali: comprendono specie erbacee caratterizzate da un ciclo di vita annuale. Le più interessanti si trovano nel genere dei sorghi, oltre a mais, kenaf, canapa, ecc... Queste colture offrono il vantaggio di non occupare il terreno agricolo in modo permanente, perciò si inseriscono bene nei cicli tradizionali di rotazione colturale e possono essere coltivate anche su terreni tenuti a riposo secondo il set-aside rotazionale;
- 2) Colture erbacee poliennali: le più importanti sono la canna comune, il miscanto e il panico. Queste specie occupano il suolo per diversi anni (10-15 anni) e presentano un elevato costo d’impianto. A loro vantaggio risulta invece il fatto che una volta entrata in produzione, la coltura fornisce una notevole quantità di biomassa per più anni e con bassi costi aggiuntivi (rispetto alle specie annuali). Inoltre, il loro impatto ambientale non è alto poiché queste specie sono generalmente poco esigenti: richiedono cioè aggiunte modeste di prodotti chimici quali fertilizzanti, antiparassitari, ecc. e leggere lavorazioni del terreno.
- 3) Colture arboree: le coltivazioni energetiche legnose sono costituite da specie selezionate per l’elevata resa in biomassa e per la capacità di rapida ricrescita in seguito al taglio. Solitamente hanno turni di ceduzione brevi (2-3 anni). Tra le colture arboree coltivabili a turno breve sono ritenuti interessanti i salici, i pioppi, la robinia, gli eucalitti e la ginestra (arbustiva).

1.3.3 Biomassa dal comparto forestale o agroforestale

I residui forestali, risultanti dai diversi tipi di intervento selvicolturale, vengono comunemente indicati come biomassa forestale.

Le operazioni interessanti ai fini del prelievo di biomassa forestale a fini energetici comprendono sia interventi selvicolturali in boschi governati a fustaia sia interventi in boschi governati a ceduo. Nel primo caso un esempio di operazione può essere il prelievo degli assortimenti minori, lasciati nel bosco in seguito a interventi di taglio per usi commerciali. Ulteriore fonte di approvvigionamento è costituita dal materiale legnoso derivante dagli interventi applicati alle giovani fustaie o alle fustaie

in via di ricostituzione per aumentarne la stabilità e per accrescerne la produzione. Anche l'utilizzazione dei boschi cedui rappresenta una fonte importante di biomassa forestale: i cedui italiani infatti sono destinati per lo più alla produzione di biomassa combustibile e di pali per uso agricolo. Un'ulteriore fonte di approvvigionamento di biomasse legnose è da ricondursi ai residui di coltivazioni legnose, nonché alle utilizzazioni delle formazioni boschive dedicate (esempio la pioppicoltura) [11].

1.3.4 Caratteristiche chimico fisiche delle biomasse lignocellulosiche

Le caratteristiche chimico-fisiche più rilevanti delle biomasse lignocellulosiche sono le seguenti:

- 1) Potere calorifico inferiore (PCI): esprime la quantità di calore che si sviluppa con la combustione completa di 1 kg di biomassa, considerando l'acqua allo stato di vapore a 100 °C, ossia considerando la sola quota parte di calore effettivamente utilizzabile. Il PCI si misura in kJ/kg, kcal/kg o kWh/kg;

Il potere calorifico delle biomasse è relativamente basso, specialmente su base volumetrica, in quanto la loro densità è molto bassa. I metodi sperimentali sono i più adatti a determinare il potere calorifico delle biomasse. Se ciò non è possibile si possono utilizzare correlazioni quale l'equazione di Dulong-Berthelot, originalmente sviluppata per il carbone, ma utilizzabile anche per le biomasse con i coefficienti modificati.

Una possibile correlazione unificata per diversi combustibili, tra cui le biomasse, è la seguente:

$$PCS = 349,1[C] + 1178,3 [H] + 100,5 [S] - 103,4 [O] - 15,1 [N] - 21,1 [ash] \text{ (kJ/ kg)}$$

- 2) Umidità (U): esprime la quantità di acqua contenuta in un kg di biomassa umida.

Viene definita come:

$$U = \frac{M_{\text{anidro}} - M_{\text{umido}}}{M_{\text{anidro}}} * 100$$

Dove M_{anidro} è il peso della biomassa secca, mentre M_{umido} il peso della biomassa tal quale (umida). La quantità d'acqua contenuta nel materiale varia in funzione di diversi fattori quali la specie, l'età, la parte di pianta considerata (rami, fusti, ecc.), la stagione del taglio, ecc. In generale si hanno tenori di umidità più bassi nelle latifoglie rispetto alle conifere, nelle parti basse rispetto alle parti alte della pianta, in estate rispetto all'inverno. Il tenore di umidità, la densità e la composizione chimica della biomassa, incidono sul PCI.

- 3) Densità (ρ): è il rapporto tra massa della biomassa (umida) ed il volume occupato. Si misura in kg/m^3 . Essa varia in funzione delle condizioni stazionali, della specie (generalmente risulta

più elevata la densità delle latifoglie rispetto alle conifere), dell'età, della parte della pianta, della forma di governo del bosco. La densità del legno, in linea generale, varia tra 800 e 1.120 kg/m³, se riferita allo stato fresco, e tra 360 e 810 kg/m³, se riferita allo stato secco [11].

- 4) Rapporto C/N: è il rapporto ponderale tra carbonio ed azoto presente nella biomassa;
- 5) Composizione chimica: la composizione influisce sui rendimenti di combustione e sulle emissioni in atmosfera derivanti da processi di combustione. Il legno è costituito quasi interamente da tre elementi: il carbonio (49-51%), l'ossigeno (41-45%) e l'idrogeno (5-7%). Al contempo presenta relativamente basse quantità di azoto (0,05-0,4%), di zolfo (0,01-0,05%) e di altri elementi minerali che vanno a costituire le ceneri (0,5-1,5%).

La quantità e soprattutto il rapporto tra gli elementi costituenti la biomassa sono molto importanti al fine di verificarne il valore come combustibile; in particolare è importante il rapporto tra idrogeno (H) e carbonio (C), e quello tra ossigeno (O) e carbonio (C), nonché le quantità di azoto e ceneri: in linea generale un alto contenuto di carbonio e idrogeno determina un alto potere calorifico, mentre elevate presenze di ossigeno, azoto e ceneri hanno un effetto opposto.

- 6) Aria teorica di combustione (o aria stechiometrica): definisce la quantità di aria contenente esattamente tanto ossigeno quanto necessario per bruciare in maniera completa una quantità stabilita di combustibile. Si misura in kg di aria per kg di combustibile;
- 7) Eccesso d'aria: rappresenta la percentuale di aria alimentata in eccesso rispetto alla quantità teorica o stechiometrica.

Di seguito si riporta la composizione della biomassa e i principali polimeri che costituiscono la sua parete cellulare:

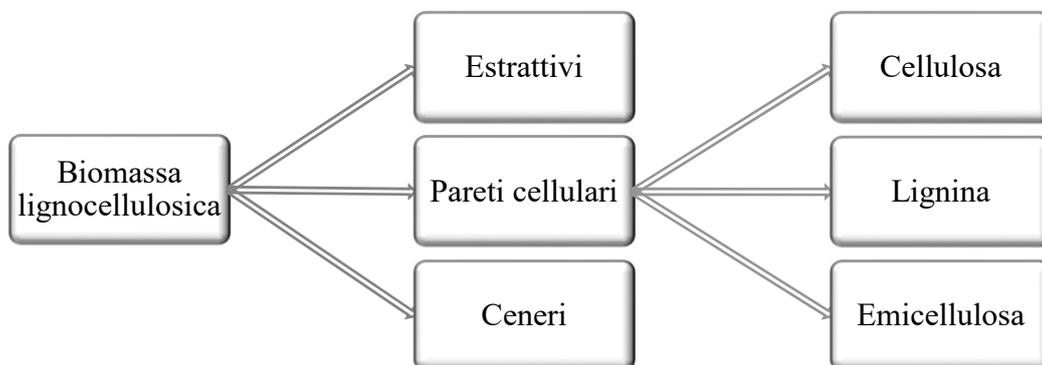


Figura 1.5: composizione della biomassa lignocellulosica [4]

La biomassa lignocellulosica è costituita da 3 componenti principale:

- Estrattivi

- Pareti cellulari
- Ceneri

Gli estrattivi sono sostanze presenti nei tessuti animali o vegetali ed includono principalmente proteine, oli, amido e zuccheri; le ceneri rappresentano invece la componente inorganica della biomassa; le pareti cellulari sono invece costituite da polimeri quali:

- Lignina, che conferisce rigidità alla pianta ed è presente in percentuali che variano dal 20% al 30% del peso secco e ha un alto potere calorifico (circa 25.000 kJ/kg);
- Cellulosa, il principale componente del legno, che costituisce circa il 50% del peso secco. Ha un potere calorifico elevato (pari a circa 16.300 kJ/kg);
- Emicellulosa costituisce dal 10 al 30% della biomassa e ha un potere calorifico più modesto rispetto alle altre due componenti.

Si riporta di seguito una tabella con le principali caratteristiche chimico-fisiche di una biomassa legnosa e le % caratteristiche della composizione.

Composizione	
Cellulosa	50 % della sostanza secca
Emicellulosa	10-30% della sostanza secca
Lignina	20-30% della sostanza secca
Caratteristiche fisiche ed energetiche	
Umidità	25-60% sul totale
Densità in massa	800-1120 kg/m ³
PCI	3600-3800 kcal/kg

Tabella 1.1: principali caratteristiche chimico-fisiche della biomassa legnosa [11]

1.3.5 Forme commerciali di biomassa lignocellulosica

Il cippato di legno, biomassa utilizzata nell'impianto studiato, appartiene alla categoria delle biomasse lignocellulosiche. Queste biomasse, prima di essere immesse sul mercato, subiscono generalmente un processo di trasformazione più o meno complesso volto a conferire loro caratteristiche fisiche ed energetiche idonee all'impiego nei più comuni impianti energetici. Le principali forme commerciali delle biomasse lignocellulosiche sono:

- legna da ardere (in ciocchi o tronchetti)
- cippato

- pellet
- bricchetti

Il cippato si ottiene per cippatura, operazione meccanica che riduce la biomassa in scaglie di piccole dimensioni denominate chips, da cui il nome. Tale operazione può essere applicata indifferentemente alle biomasse legnose e a quelle erbacee.

La geometria dei chips varia con le tecniche di taglio adottate, in funzione delle dimensioni richieste dal tipo di impianto di trasformazione energetica e, soprattutto, del suo sistema di alimentazione: essi hanno tipicamente una lunghezza variabile da 15 a 50 mm, una larghezza pari a circa la metà della lunghezza e uno spessore variabile da un quinto a un decimo della lunghezza. Una dimensione tipica è 40x20x3mm. L'omogeneità (ottenuta con la calibratura tramite vagli) è il parametro più importante per i chips destinati alla combustione, dato che la presenza di chips di dimensioni disomogenee provoca spesso fastidiosi bloccaggi dei sistemi d'alimentazione degli impianti.

Il tenore di umidità desiderato è tipicamente ottenuto previo stoccaggio in cumulo, per un tempo idoneo: le tecnologie disponibili per la combustione del cippato accettano biomassa con un'umidità massima del 50%. Importante è anche il tenore di umidità della biomassa di partenza che deve essere compreso tra il 25% e il 50%: valori al di sotto o al di sopra di queste soglie possono infatti causare problemi al funzionamento della cippatrice.

Nel paragrafo di seguito si riportano le norme di riferimento per il cippato, ovvero le norme relative ai biocombustibili solidi.

1.3.6 Norme tecniche di riferimento per i biocombustibili solidi

Il D.Lgs n. 28/2011 di attuazione della direttiva 2009/28/CE sulla promozione dell'uso dell'energia da fonti rinnovabili ha introdotto una novità importante nel settore delle biomasse combustibili; nell'allegato 2 "Requisiti e specifiche tecniche degli impianti alimentati da fonti rinnovabili ai fini dell'accesso agli incentivi nazionali" stabilisce che *"Per le biomasse utilizzate in forma di pellet o cippato ai fini dell'accesso agli incentivi statali, [...], è richiesta la conformità alle classi di qualità A1 e A2 indicate nelle norme UNI EN 14961-2 per il pellet e UNI EN 14961- 4 per il cippato"*.

Questo significa che per la prima volta il legislatore nazionale fa riferimento a una norma tecnica per la caratterizzazione delle biomasse combustibili. Successivamente il Ministero per lo Sviluppo Economico ha emanato il DM del 28 dicembre 2012 con il quale ha di fatto consolidato questo approccio rimarcando la necessità di utilizzare combustibili di qualità rispondenti ai requisiti definiti nelle norme tecniche.

L'UNI definisce una norma tecnica come quel “documento tecnico frutto del consenso di tutte le parti interessate a un prodotto o servizio in un determinato contesto”. Le direttive europee e i regolamenti citano spesso le norme tecniche, come documenti tecnici da utilizzare per l'adempimento dei requisiti essenziali previsti dalle stesse direttive.

A livello europeo, l'organismo che si occupa della redazione delle norme tecniche è il Comitato Europeo per la Normazione (CEN); Il CEN produce Norme Europee (EN) che automaticamente ed obbligatoriamente diventano norme tecniche nazionali nei 31 Paesi membri; per l'Italia esse diventano norme UNI EN.

Le norme tecniche riguardanti i biocombustibili solidi, come detto sopra, sono le UNI EN 14961; queste sono le prime e uniche norme europee che definiscono le caratteristiche di tali combustibili e con biocombustibile solido si intendono i combustibili prodotti da biomassa, quali pellet, cippato o ciocchi di legno, cioè dei prodotti ottenuti da una trasformazione della biomassa iniziale. Questo implica la possibilità di standardizzare il prodotto finito.

Così come la benzina o il gasolio sono conformi alle norme tecniche UNI EN 228 e UNI EN 590 rispettivamente, che ne stabiliscono le caratteristiche chimiche e fisiche, così anche per i combustibili da biomassa si è resa necessaria una standardizzazione. Combustibili non conformi a tali standard non possono essere immessi al consumo.

Per quanto riguarda invece i biocombustibili liquidi (non per autotrazione) le norme tecniche di riferimento sono le: UNI TS 11163:2009 e UNI EN 14213:2004.

Per i biocombustibili liquidi e gassosi per autotrazione sono invece le: UNI EN 14214:2010.

1.3.6.1 La norma UNI EN 14961

Le UNI EN 14961 (Biocombustibili solidi: specifiche e classificazione del combustibile) prevedono 6 parti, indicate di seguito:

- Parte 1, requisiti generali: è una norma molto generale che spiega come classificare la biomassa usata per scopi energetici ed elenca le principali forme commerciali di biocombustibili solidi, dandone una prima classificazione in base alle modalità di produzione. Di seguito si riporta un'immagine dalla UNI EN 14961-1, con un esempio di tabella contenuta nella parte 1:

Fuel name	Typical particle size	Common preparation method
Whole tree (Table 15)	> 500 mm	No preparation or delimbed
Wood chips (Table 5)	5 mm to 100 mm	Cutting with sharp tools
Hog fuel (Table 6)	Varying	Crushing with blunt tools
Log wood/firewood (Table 7)	100 mm to 1 000 mm	Cutting with sharp tools
Bark (Table 10)	Varying	Debarking residue from trees Can be shredded or unshredded
Bundle (Table 15)	Varying	Lengthways oriented & bound
Fuel powder (Table 15)	< 1 mm	Milling
Sawdust (Table 8)	1 mm to 5 mm	Cutting with sharp tools
Shavings (Table 9)	1 mm to 30mm	Planing with sharp tools
Briquettes (Table 3)	$\varnothing \geq 25$ mm	Mechanical compression
Pellets (Table 4)	$\varnothing < 25$ mm	Mechanical compression
Bales (Table 11)		
Small square bales	0,1 m ³	Compressed and bound to squares
Big square bales	3,7 m ³	Compressed and bound to squares
Round bales	2,1 m ³	Compressed and bound to cylinders
Chopped straw or energy grass (Table 15)	10 mm to 200 mm	Chopped during harvesting or before combustion
Grain (Table 12, Table 13) or seed (Table 13, Table 14)	Varying	No preparation or drying except for process operations necessary for storage for cereal grain
Fruit stones or kernel (Table 13)	5 mm to 15 mm	No preparation or pressing and extraction by chemicals.
Fibre cake (Table 15)	Varying	Prepared from fibrous waste by dewatering

Figura 1.6: forme commerciali di biocombustibili solidi (Fonte UNI EN 14961-1) [1]

- Parte 2, pellet di legno per uso non industriale: definisce i valori tipici per tre classi di qualità di pellet (A1, A2 e B). La classe A1 e la classe A2 identificano il pellet derivante da legna vergine o da residui legnosi non trattati chimicamente. Queste ultime differiscono tra loro principalmente per il contenuto di cenere, mentre la classe B consentirebbe anche l'utilizzo di residui legnosi trattati chimicamente;
- Parte 3, bricchette per uso non industriale;
- Parte 4, cippato di legno per uso non industriale: definisce quattro classi di qualità (A1, A2, B1 e B2) per il cippato di legno per uso non industriale e per ogni classe definisce delle specifiche chimico-fisiche sulla base di alcune grandezze considerate rilevanti;
Di seguito si riporta un'immagine contenente le caratteristiche del cippato, in funzione della classe di appartenenza:

	Classe A1	Classe A2	Classe B1	Classe B2
Origine e fonte	- Piante intere senza radici - Tronchi - Residui legnosi non trattati chimicamente - Residui da taglio e sramatura	- Piante intere senza radici - Tronchi - Residui legnosi non trattati chimicamente - Residui da taglio e sramatura	- Legno da esbosco, Coltivazioni a ciclo breve e altro legno vergine - Residui legnosi non trattati chimicamente	- Sottoprodotti e residui della prima lavorazione del legno - Legno post consumo
Umidità, M	M10 < 10% M25 < 25%	M35 < 35 %	Da dichiarare	
Cenere, A,	A1.0 < 1,0% sul secco	A1.5 < 1,5% sul secco	A3.0 < 3,0% sul secco	
Densità dello sfuso, BD - kg/m ³	BD150 ≥ 150 BD200 ≥ 200	BD150 ≥ 150 BD200 ≥ 200	Da dichiarare	

Figura 1.7: caratteristiche principali del cippato [2]

- Parte 5, legna da ardere per uso non industriale;
- Parte 6, pellet non legnoso per uso non industriale.

Queste norme definiscono un elenco di grandezze per stabilire la qualità di ciascun biocombustibile e, per ciascuna grandezza, viene definito un set di valori per poter standardizzare il prodotto. Le grandezze definite nelle norme sono le seguenti:

- Origine
- Dimensioni
- Durabilità meccanica: parametro che quantifica la capacità del cippato a rimanere intatto quando movimentato;
- Umidità: quantità di acqua contenuta in un kg di biomassa umida;
- % di ceneri;
- Additivi;
- Potere calorifico inferiore;
- Densità di bulk (o densità in mucchio): è definita come il rapporto tra la massa del solido e l'intero volume da esso occupato. Il volume totale è dato dal volume delle particelle, dal volume vuoto tra le particelle e volume dei pori delle particelle.

1.4 Direttive europee e sviluppi normativi per le energie rinnovabili

In questo paragrafo si riportano le principali Direttive europee e decreti legislativi italiani in loro attuazione, emanati dall'Unione Europea per favorire l'impiego di risorse rinnovabili. Si vuole mostrare in questo modo come il legislatore in questi anni abbia aumentato l'interesse verso l'utilizzo di tali fonti e quindi anche verso l'utilizzo delle biomasse.

Il 1997 è stato l'anno di svolta per quanto riguarda il cambiamento nella mentalità sull'utilizzo delle energie rinnovabile. Il protocollo di Kyoto (1997) ha infatti rappresentato il primo passo per la riduzione delle emissioni di gas a effetto serra. Da quel momento, l'Unione Europea ha assunto un ruolo trainante negli anni, emanando una serie di provvedimenti volti a rafforzare le azioni dei diversi paesi membri per il raggiungimento di obiettivi comuni sul rinnovabile.

Le Direttive emanate dall'Unione per l'incentivazione all'utilizzo di fonti rinnovabili per la produzione di energia sono state in primis la Direttiva 2001/77/CE e in seguito la Direttiva 2009/28/CE. Si riportano in breve gli obiettivi di quest'ultima in quanto più recente.

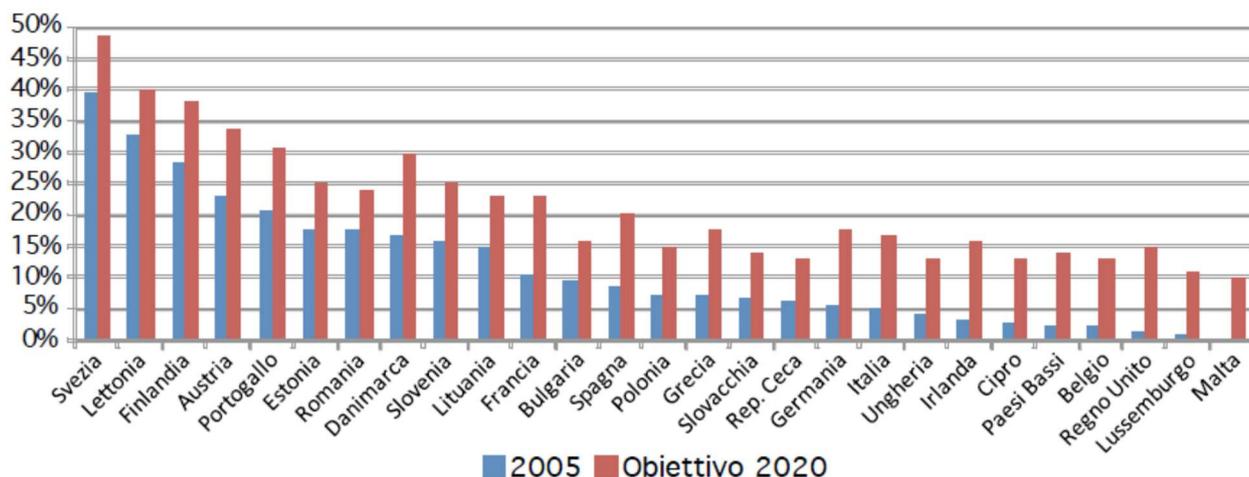
La Dir. 2009/28/CE ha stabilito un quadro comune per la promozione dell'energia da fonti rinnovabili nei tre settori principali:

- 1) elettrico
- 2) riscaldamento/raffreddamento
- 3) trasporti.

Questa Direttiva persegue due obiettivi vincolanti entro il 2020:

- il primo mira a soddisfare con fonti rinnovabili il 20% del consumo comunitario di energia negli usi finali. Per ciascun stato membro fu previsto un obiettivo nazionale specifico che, nel caso dell'Italia, è pari al 17%.
- il secondo obiettivo mira invece a soddisfare il 10% del consumo di energia nei trasporti con fonti rinnovabili (biocarburanti, ecc). In tale prospettiva la direttiva punta a sviluppare la produzione di energia termica da biomasse ed introduce una serie di criteri di sostenibilità ambientale da applicare alla produzione di biocarburanti e bioliquidi.

Nell'immagine seguente si mostrano gli obiettivi nazionali di incidenza delle fonti di energia rinnovabili sul totale dei consumi finali di energia, per diversi paesi dell'Unione Europea.



Fonte: Dir. 2009/28/CE

Figura 1.8: obiettivi nazionali di incidenza delle fonti di energia rinnovabili sul totale dei consumi finali di energia (Dir.2009/28/CE)

In attuazione delle disposizioni introdotte dalla direttiva, nel 2010 ogni Stato membro ha notificato alla Commissione Europea il proprio Piano di Azione Nazionale sull'energia rinnovabile (PAN) in cui è definito il percorso attraverso il quale intende raggiungere gli obiettivi assegnati al 2020.

1.4.1 Il piano di azione per le energie rinnovabili dell'Italia

Come previsto dalla direttiva 2009/28/CE, nel luglio 2010 l'Italia ha notificato alla Commissione europea il proprio Piano di azione nazionale sulle energie rinnovabili (PAN), in cui l'obiettivo nazionale al 2020 del 17% di energia da fonti rinnovabili sugli usi finali viene ripartito tra i settori dei trasporti, dell'elettricità, del riscaldamento e raffrescamento.

L'Italia entro il 2020 dovrà produrre il 15.4% in più di energia da fonte rinnovabile, per la metà da biomasse, il cui utilizzo dovrà aumentare di oltre tre volte.

Si riportano nelle due tabelle sottostanti gli obiettivi previsti dal PAN per il 2020 nel settore delle fonti rinnovabili e gli obiettivi previsti dal PAN per il 2020 nel settore delle biomasse [3].

	2005 [Mtep]	2020 [Mtep]	Differenza assoluta [Mtep]	Differenza [+/- %]
Consumi totali di energia	141.2	131.2	-1.0	-7.1%
- di cui da fonti rinnovabili	6.9	22.3	+15.4	+221.4%
- di cui da biomasse	2.2	9.8	+7.6	+336.6%
% da fonti rinnovabili sui consumi totali	4.9%	17.0%		
% da biomasse sui consumi totali	1.6%	7.5%		

Tabella 1.2: Obiettivi previsti dal PAN per il 2020 nel settore delle fonti rinnovabili [3]

	2005		2020	
	MW	GWh	MW	GWh
Biomassa	937	4675	3820	18780
Solida	653	3477	1640	7900
Biogas	284	1198	1200	6020
Bioliquidi	0	0	980	4860

Tabella 1.3: obiettivi previsti dal PAN per il 2020 nel settore delle biomasse [3]

Le misure adottate per il conseguimento degli obiettivi detti sopra vengono riportate in forma sintetica di seguito, nei vari campi di attuazione [5]:

1. Nel campo del riscaldamento/raffrescamento sono stati introdotti:
 - il meccanismo dei titoli di efficienza energetica
 - le detrazioni fiscali del 55% per ristrutturazioni edilizie
 - l'obbligo di produzione di acqua calda sanitaria per il 50% da fonte rinnovabile
 - credito di imposta per teleriscaldamento geotermico e da biomassa
2. Nel settore dell'elettricità:
 - il contro energia solare fotovoltaico
 - il conto energia solare termodinamico
 - il meccanismo dei certificati verdi
 - tariffe omnicomprensive
 - l'obbligo di una potenza elettrica minima installata prodotta da fonte rinnovabile
3. Nel settore dei trasporti:

- riduzione dell'accisa per i biocombustibili
- obbligo di una certa produzione di quota di biocarburanti [5]

1.4.2 Le biomasse in Italia: la situazione attuale

In questo paragrafo si riporteranno i dati estratti dal Rapporto Statistico sull'energia da fonti rinnovabili in Italia, relativo all'anno 2016, del GSE (Gestore dei Servizi Energetici) [15] e i dati estratti dal Rapporto annuale sull'efficienza energetica dell'ENEA del 2018, contenente i risultati elaborati con dati del 2016 [14].

La domanda di energia primaria in Italia nel 2016 è stata di 154,7 Mtep, in calo dello 0,9% rispetto al 2015, riprendendo l'andamento decrescente dell'ultimo decennio dopo la pausa del 2015: dai primi dati 2017 sembra che la domanda di energia primaria in Italia si sia assestata intorno ai 155 Mtep.

La produzione primaria nazionale è stata pari a 33,8 Mtep, in calo del 6,5% rispetto al 2015: la diminuzione è stata osservata per tutte le fonti energetiche ad eccezione delle fonti rinnovabili.

In particolare, le fonti fossili hanno registrato un calo del 23% e le fonti rinnovabili una crescita del 1,1%. Le fonti rinnovabili rappresentano quasi il 70% della produzione nazionale di energia:

- il 30% deriva dalle biomasse solide,
- il 23% dalla geotermia,
- l'8% dal fotovoltaico;
- 15% dall'idroelettrico, condizionata però dalle precipitazioni atmosferiche.

Le importazioni, sempre riferite all'anno 2016 sono state pari a 152,8 Mtep, in crescita dell'1,1%: le fonti fossili hanno registrato un incremento dell'1,9% (in particolare petrolio +1,3% e gas naturale +6,6%), in calo l'energia elettrica (-15,1%) e le fonti rinnovabili, (-13,4%, di cui principalmente biocombustibili, -23,3%).

Anche le esportazioni sono in crescita (+6,3%), fondamentalmente per l'incremento delle esportazioni dei prodotti petroliferi (+5,6%); in crescita anche le esportazioni di energia elettrica e fonti rinnovabili, mentre sono in calo quelle di combustibili solidi e gas.

Gli impieghi finali hanno registrato una leggera riduzione rispetto al 2015 (-0,5%), assestandosi su 121,1 Mtep nel 2016: i consumi finali sono stati di 115,9 Mtep (-0,3%). La diminuzione dei consumi finali è stata determinata dai cali nei settori trasporti (-1,1%) e usi civili (-0,5%), in parte compensata dalla crescita dei settori industria (+1,4%) e agricoltura (+0,7%).

Analizzando in particolar modo le fonti rinnovabili e le biomasse, si riporta di seguito un'immagine tratta dal Rapporto Statistico sull'energia da fonti rinnovabili del GSE, che riporta il numero di impianti di produzione elettrica alimentati da fonti rinnovabili; in particolare a fine 2016 risultano installati in Italia 742.340 impianti di produzione elettrica alimentati da fonti rinnovabili; tale numerosità è quasi interamente costituita da impianti fotovoltaici (98,6%), aumentati di circa 45.000 unità rispetto al 2015.

La potenza lorda degli impianti a fonti rinnovabili installati supera i 52.000 MW, con un aumento rispetto al 2015 di quasi 800 MW (+1,5%); tale crescita è trainata principalmente dalle fonti solare (+380 MW) ed eolica (+250 MW).

	2015		2016	
	n°	kW	n°	kW
Idraulica	3.693	18.543.258	3.920	18.640.980
0_1	2.536	722.846	2.745	768.619
1_10 (MW)	854	2.575.285	872	2.626.059
>10	303	15.245.127	303	15.246.302
Eolica	2.734	9.161.944	3.598	9.409.934
Solare	687.759	18.900.709	732.053	19.283.173
Geotermica	34	820.990	34	814.590
Bioenergie	2.647	4.056.537	2.735	4.124.080
Biomasse solide	369	1.612.197	407	1.670.694
– rifiuti urbani	69	953.270	68	937.943
– altre biomasse	300	658.927	339	732.751
Biogas	1.924	1.405.951	1.995	1.423.543
– da rifiuti	380	398.987	389	401.310
– da fanghi	78	44.392	77	44.225
– da deiezioni animali	493	216.971	539	229.664
– da attività agricole e foresta	973	745.601	990	748.344
Bioliquidi	525	1.038.389	510	1.029.843
– oli vegetali grezzi	436	892.425	417	877.399
– altri bioliquidi	89	145.964	93	152.444
Totale	696.867	51.483.438	742.340	52.272.757

Figura 1.9: impianti di produzione elettrica alimentati da fonti rinnovabili a fine 2016 [15]

Analizzando le bioenergie, che raggruppano tutte le diverse tipologie di biomassa, si ha che la produzione nel 2016 era di 4124 MW. Da questo valore e dal valore riportato nel paragrafo precedente

estratto dal PAN, si vede come gli obiettivi nel campo della produzione energetica da biomassa sono stati soddisfatti.

Nel 2016 la potenza degli impianti alimentati con le bioenergie (biomasse, biogas, bioliquidi) rappresenta il 7,9% della potenza complessiva degli impianti alimentati da fonti rinnovabili installati in Italia.

La maggior parte degli impianti alimentati con bioenergie installati in Italia alla fine dell'anno è di piccole dimensioni, con potenza inferiore a 1 MW.

Nel corso del 2016 la produzione da bioenergie è pari a 19.509 GWh, pari al 18,1% della produzione totale da fonti rinnovabili. Il 45,1% dell'elettricità generata dagli impianti alimentati con bioenergie è stata prodotta in impianti di potenza superiore a 10 MW, il 40,0% in quelli di potenza inferiore a 1 MW e il restante 14,9% da impianti appartenenti alla classe intermedia, tra 1 e 10 MW.

Classi di potenza	Numero	Potenza [MWel]
$P \leq 1\text{MW}$	2361	1308
$1\text{ MW} < P \leq 10\text{ MW}$	307	861
$P > 10\text{ MW}$	67	1956
Totale	2735	4124

Tabella 1.4: impianti alimentati con bioenergie nel 2016 [15]

Di seguito si riporta una tabella contenente la suddivisione regione per regione della potenza da biomassa installata. A fine 2016 la maggior parte degli impianti alimentati da bioenergie si trova nel Nord Italia (73,5% del totale), che prevale conseguentemente anche in termini di potenza installata (61,9%). La Lombardia si caratterizza per la maggior potenza installata (931 MW), seguita dall'Emilia Romagna con circa 628 MW. Nel Centro Italia la maggior potenza è rilevata nel Lazio (204 MW), mentre Puglia e Campania si distinguono nel Sud, rispettivamente, con 344 MW e 245 MW installati.

Regione	Numero	Potenza [MWel]
Lombardia	700	931.1
Veneto	364	358.2
Emilia-Romagna	310	627.5
Piemonte	298	362.3
Trentino-Alto-Adige	189	104.5
Toscana	149	165.7
Friuli-Venezia-Giulia	124	135.4
Lazio	109	203.8
Campania	73	245.0
Umbria	72	48.6
Marche	67	39.2
Puglia	63	343.7
Calabria	44	201.3
Abruzzo	38	31.7
Sardegna	38	90.8
Sicilia	33	74.1
Basilicata	30	81.7
Liguria	16	31.4
Molise	10	45.4
Valle D'Aosta	8	2.6

Tabella 1.5: impianti alimentati con bioenergie nel 2016, regione per regione [15]

1.4.3 Incentivazione di impianti a biomasse in Italia

Da diversi anni nel nostro paese, si sono seguite diverse strade per favorire lo sviluppo e la diffusione delle tecnologie energetiche alimentate da fonti rinnovabili quali: incentivazione diretta dell'energia prodotta attraverso pagamenti o assegnazione di certificati attestanti tale produzione, detrazioni fiscali sul costo dell'investimento e anche l'applicazione di una tassazione a carico delle produzioni energetiche non rinnovabili, come l'applicazione di accise sui carburanti.

Il sistema di incentivazione in particolare è fondamentale per poter raggiungere gli obiettivi fissati dal PAN e garantire uno sviluppo sempre maggiore sull'utilizzo di fonti rinnovabili per la produzione energetica.

Gli impianti a biomasse rientrano nel sistema di incentivazione destinato ai sistemi di produzione elettrica da impianti rinnovabili. Il regolamento di riferimento è costituito dal D.M. 23/06/2016 (sostitutivo del precedente D.M. 6/07/2012).

Tale Decreto stabilisce le modalità di incentivazione della produzione di energia elettrica da impianti alimentati da fonti rinnovabili quali gli impianti eolici, idroelettrici, geotermoelettrici, a biomassa, a biogas, a gas di depurazione, a gas di discarica, a bioliquidi e gli impianti solari termodinamici, esclusi però gli impianti fotovoltaici ai quali vengono corrisposti altri tipi di incentivi non regolati mediante tale decreto [19]. Quest'ultimi in particolare sono incentivati attraverso il Conto energia.

La domanda di accesso agli incentivi può essere presentata al GSE (Gestore Servizi Elettrici) solo a seguito dell'entrata in esercizio dell'impianto e deve essere trasmessa esclusivamente per via telematica; per gli impianti già esistenti invece, la Legge di Bilancio 2018 ha prorogato gli incentivi sull'energia prodotta per impianti a biomassa, biogas e bioliquidi sostenibili che hanno cessato al 1° gennaio 2016 o che cesseranno entro il 31 dicembre 2018 di beneficiarne.

A questi viene concesso il diritto di fruire, fino al 31 dicembre 2021, di un ulteriore incentivo sull'energia prodotta. Tale incentivo è pari all'80% di quello individuato dal D.M. 6 luglio 2012 per gli impianti di nuova costruzione e viene erogato dal GSE a partire dal giorno successivo alla cessazione del precedente incentivo, qualora tale data sia successiva al 31 dicembre 2015, ovvero a partire dal 1° gennaio 2016 se la data di cessazione del precedente incentivo è antecedente al 1° gennaio stesso.

Entro il 31 dicembre 2018, i produttori interessati devono fornire una serie di informazioni al Ministero dello sviluppo, ma in ogni caso, l'erogazione dell'incentivo sarà subordinata alla decisione favorevole della Commissione europea in esito alla notifica del regime di aiuto.

1.4.3.1 Tipologie di incentivi

Le tipologie di incentivi per un impianto a fonte rinnovabile sono due [19]:

- 1) tariffa incentivante omnicomprensiva (T_0) calcolata secondo la seguente formula:

$$T_0 = T_b + P_r$$

Dove:

- T_b : tariffa incentivante base, ricavata per ciascuna fonte e tipologia di impianto
- P_r : ammontare totale degli eventuali premi a cui l'impianto ha diritto

Il Decreto individua, in continuità con il precedente D.M 6 luglio 2012, per ciascuna fonte, tipologia di impianto e classe di potenza, il valore delle tariffe incentivanti base (T_b) e nella stessa tabella anche la vita media utile convenzionale delle diverse tipologie di impianti, cui corrisponde il periodo di incentivazione. Il Decreto definisce anche una serie di premi (P_r) a cui possono accedere particolari tipi di impianti che rispettano determinati requisiti di esercizio.

- 2) un incentivo (I) calcolato come differenza tra un valore fissato (ricavo complessivo) e il prezzo zonale orario dell'energia (riferito alla zona in cui è immessa in rete l'energia elettrica prodotta dall'impianto):

$$I = T_b + P_r - P_z$$

Dove:

- P_z : prezzo zonale orario

Gli impianti di potenza superiore a 0,500 MW possono optare per il solo incentivo.

Gli impianti di potenza non superiore a 0,500 MW possono invece optare per l'una o per l'altra tipologia, con la facoltà di passare da un sistema all'altro non più di due volte durante l'intero periodo di incentivazione. Nel caso di tariffa omnicomprensiva, il corrispettivo erogato comprende la remunerazione dell'energia che viene ritirata dal GSE; nel caso di incentivo, l'energia resta invece nella disponibilità del produttore.

1.4.3.2 Modalità di accesso ai meccanismi di incentivazione

Il Decreto definisce quattro diverse modalità di accesso ai meccanismi di incentivazione, a seconda della potenza e della categoria di intervento [19]:

- accesso diretto, nel caso di impianti nuovi, integralmente ricostruiti, riattivati, oggetto di rifacimento o potenziamento con potenza non superiore a un determinato limite (per i potenziamenti non deve essere superiore a tale limite l'incremento di potenza);

- iscrizione a Registri, in posizione tale da rientrare entro i contingenti di potenza incentivabili, nel caso di impianti nuovi, integralmente ricostruiti, riattivati o oggetto di potenziamento, se la relativa potenza (per i potenziamenti l'incremento di potenza) è superiore a quella massima ammessa per l'accesso diretto, ma non superiore al valore soglia;
- partecipazione a Procedure competitive di Aste al ribasso, nel caso di impianti nuovi, integralmente ricostruiti, riattivati o oggetto di potenziamento se la relativa potenza (per i potenziamenti l'incremento di potenza) è superiore al valore soglia;
- iscrizione a Registri per interventi di rifacimento, in posizione tale da rientrare entro i contingenti di potenza incentivabili, nel caso di rifacimenti di impianti la cui potenza è superiore a quella massima ammessa per l'accesso diretto.

Di seguito si riporta un'immagine (figura 1.10 [19]) riportante le tariffe incentivanti base e i premi stabiliti dal D.M. 23/06/2016 per le diverse fonti rinnovabili e in figura 1.11 [19] lo schema delle modalità di accesso agli incentivi per impianti nuovi, riattivazioni, integrali ricostruzioni e potenziamenti .

Fonte rinnovabile	Potenza	PERIODO DI DIRITTO agli INCENTIVI	TARIFFA INCENTIVANTE BASE (Tb)	PREMI (Pr)							Mancata decurtazione
				Totale reiniezione fluido geotermico con emissioni nulle	Primi 10 MW su aree nuove	Abbattimento 95% gas incondensabili nel fluido in ingresso	Opere di connessione alla rete a proprie spese	Solare termodinamico con frazione di integrazione tra 0,15 e 0,5	Solare termodinamico con frazione di integrazione fino a 0,15	Biomasse e biogas rispondenti alle condizioni di cui all'All. 1	
				art. 20, c. 1, l.a)	art. 20, c. 1, l.b)	art. 20, c. 1, l.c)	all. 1, tab. 1.1	art. 21, c. 3, l. a)	art. 21, c. 3, l. b)	all. 1, punti a), b) e c)	
kW	anni	€/MWh	€/MWh	€/MWh	€/MWh	€/MWh	€/MWh	€/MWh	€/MWh		
Eolica	on-shore	1<P≤20	20	250							
		20<P≤60	20	190							
		60<P≤200	20	160							
		200<P≤1000	20	140							
		1000<P≤5000	20	130							
	P>5000	20	110								
off-shore	1<P≤5000	-	-				40				
	P>5000	25	165				40				
Idraulica	ad acqua fluente	1<P≤250	20	210							
		250<P≤500	20	195							
		500<P≤1000	20	150							
		1000<P≤5000	25	125							
		P>5000	30	90							
	a bacino o a serbatoio	1<P≤5000	25	101							
P>5000	30	90									
Oceanica (comprese maree e moto ondoso)	1<P≤5000	15	300								
	P>5000	-	-								
Geotermica	1<P≤1000	20	134	30	30	15					
	1000<P≤5000	25	98	30	30	15					
	P>5000	25	84	30	30	15					
tecnologie avanzate (art. 20, comma 2)		1<P≤5000	25	200 ⁽¹⁾		30	15				
Gas di discarica	1<P≤1000	20	99								
	1000<P≤5000	20	94								
	P>5000	-	-								
Gas residuati dai processi di depurazione	1<P≤1000	20	111								
	1000<P≤5000	20	88								
	P>5000	-	-								
Biogas	a) prodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1-B	1<P≤300	20	170							
		300<P≤600	20	133						7	
		600<P≤1000	20	114						6	
		1000<P≤5000	20	92,150						4,850	
		P>5000	20	80,750						4,250	
	b) sottoprodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1-A; d) rifiuti non provenienti da raccolta differenziata diversi da quelli di cui alla lettera c)	1<P≤300	20	233							
Biomasse	a) prodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1-B	1<P≤300	20	210							
		300<P≤1000	20	142,500						7,500	
		1000<P≤5000	20	109,250						5,750	
		P>5000	-	-							
		1<P≤300	20	246							
	b) sottoprodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1-A; d) rifiuti non provenienti da raccolta differenziata diversi da quelli di cui alla lettera c)	300<P≤1000	20	175,750						9,250	
1000<P≤5000	20	133							7		
P>5000	-	-									
c) rifiuti per i quali la frazione biodegradabile è determinata forfettariamente con le modalità di cui all'Allegato 2 nel DM 6 luglio 2012	1<P≤5000	-	-								
P>5000	20	113,050							5,950		
Bioliquidi sostenibili	1<P≤5000	20	60								
	P>5000	-	-								
Solare termodinamico	1<P≤250	25	324					20	45		
	250<P≤5000	25	296					20	45		
	P>5000	25	291					20	45		

(1) Tariffa con valore massimo pari a 200, nel caso la temperatura (T) del fluido geotermico sia maggiore di 151°C, la tariffa è pari a: 200 - (T - 151) * 0,75.

Figura 1.10: tariffe incentivanti base e i premi stabiliti dal D.M. 23/06/2016 (incentivazione della produzione di energia elettrica da impianti alimentati da fonti rinnovabili [19]).

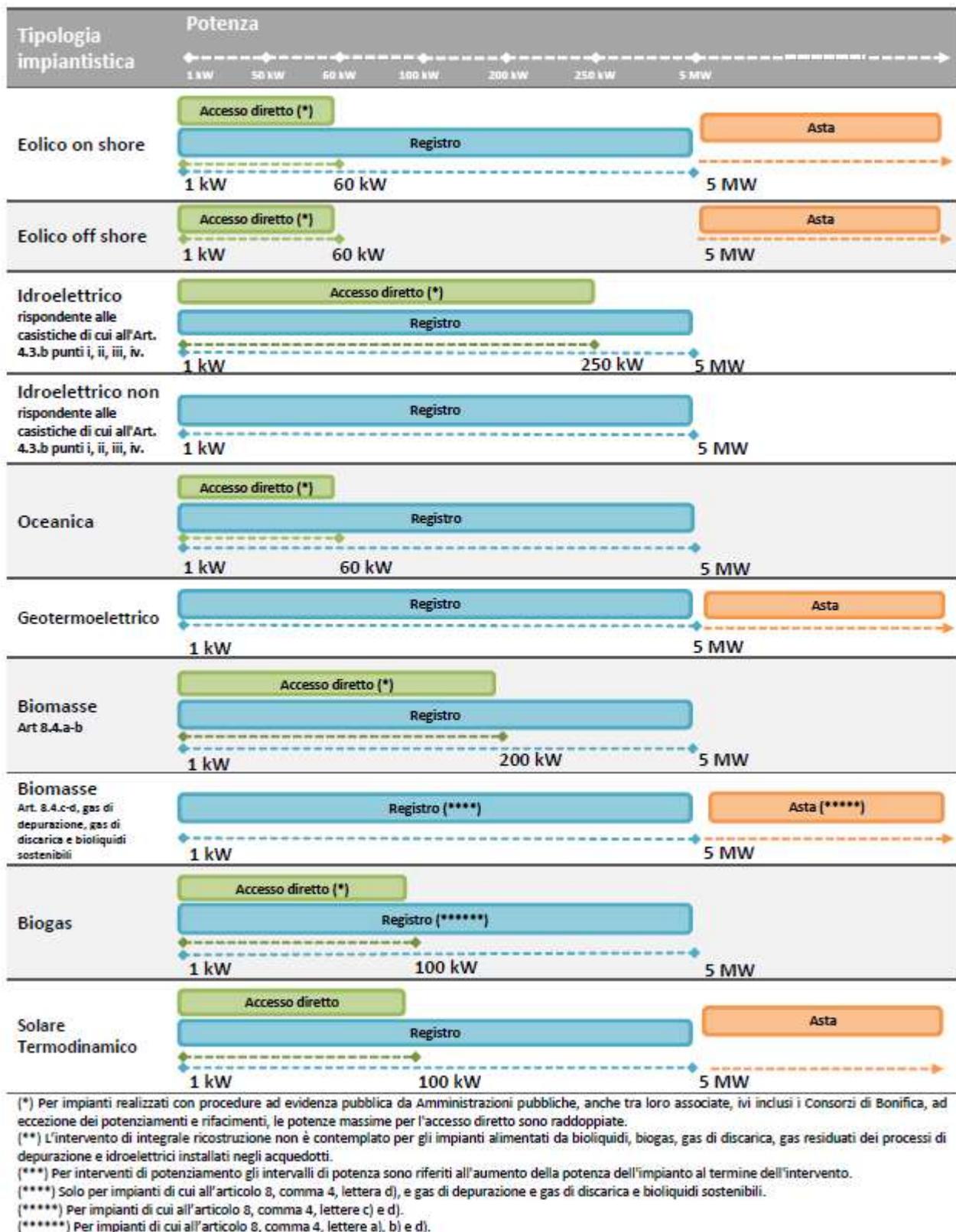


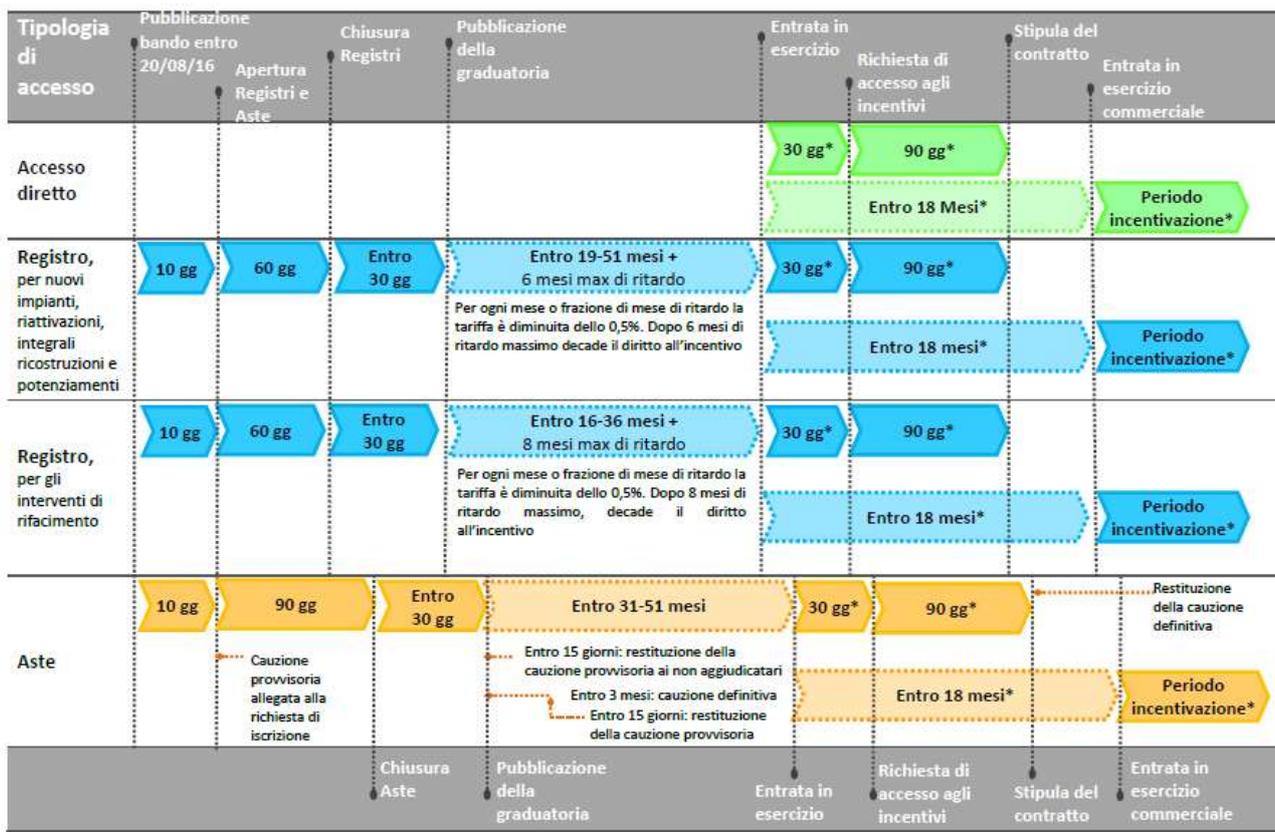
Figura 1.11 Schema delle modalità di accesso agli incentivi per impianti nuovi, riattivazioni, integrali ricostruzioni e potenziamenti [19]

1.4.3.3 Processo di riconoscimento degli incentivi

In questa trattazione non viene esposta la procedura per accedere al registro in quanto nel caso dell'impianto studiato e anche nella maggioranza dei casi le installazioni sono sempre inferiori a una potenza di 200kW.

Nel caso di accesso diretto, per l'invio della domanda di accesso agli incentivi, il Soggetto Responsabile deve accedere al portale FER-E, inserire i propri dati, procedere al pagamento di un contributo per la copertura delle spese di istruttoria, con valore dipendente dalla potenza installata dell'impianto e deve inoltre allegare tutta la documentazione necessaria (relativa all'installazione e funzionalità dell'impianto; per le biomasse deve inoltre allegare una scheda con specifica delle tipologia e quantità di biomassa necessaria, descrizione del processo di pretrattamento e sintesi del piano di approvvigionamento) [19].

Di seguito si riporta un'immagine che mostra il flusso del processo di riconoscimento degli incentivi per un impianto a fonte rinnovabile.



* Per maggiori dettagli sul termine per la presentazione delle richieste, sulle tempistiche per l'avvio dell'erogazione dell'incentivo e sulla durata del periodo di incentivazione si rimanda al paragrafo 3.1

Figura 1.12: flusso del processo di riconoscimento degli incentivi per un impianto a fonte rinnovabile [19].

Con entrata in esercizio dell'impianto si intende il primo funzionamento dell'impianto in parallelo con il sistema elettrico, a seguito dell'attivazione della connessione, successivamente al completamento dei lavori di realizzazione dell'intervento (nuovo impianto, rifacimento totale o parziale, potenziamento, riattivazione, integrale ricostruzione).

Per "completamento dei lavori" (per tutte le categorie di intervento e per tutte le modalità di accesso agli incentivi, Registri, Aste o Accesso Diretto), si intende l'installazione di tutte le macchine e di tutti i dispositivi elettromeccanici e l'ultimazione delle opere civili di impianto in conformità a quanto autorizzato e a quanto dichiarato nella richiesta di iscrizione al Registro o di partecipazione alla Procedura d'Asta. Un impianto si intende in esercizio quando sono soddisfatte entrambe le seguenti condizioni:

- i lavori di realizzazione dell'impianto sono stati completati e tutti gli alternatori dell'impianto, così come previsto dal progetto autorizzato, sono nelle condizioni di generare una quota di energia da fonte rinnovabile;
- l'impianto di connessione alla rete elettrica, comprensivo dei gruppi di misura, è stato messo in tensione dal Gestore di Rete.

In altre parole, il decreto prevede che alla data di entrata in esercizio dichiarata dal Soggetto Responsabile l'impianto deve essere completamente realizzato.

A seguito dell'entrata in esercizio, i Soggetti Responsabili possono presentare richiesta di accesso ai meccanismi di incentivazione per gli impianti ammessi in posizione utile nei Registri, o risultati aggiudicatari della Procedura d'Asta, o mediante accesso diretto [19].

1.4.3.4 Tipologie di impianto che possono presentare richiesta di accesso alle incentivazioni

Le tipologie di impianto che possono presentare richiesta di accesso ai meccanismi incentivanti sono i seguenti [19]:

- eolici di potenza fino a 0,060 MW;
- a fonte oceanica di potenza fino a 0,060 MW;
- idroelettrici di potenza nominale di concessione fino a 0,250 MW, che rientrano però in specifiche casistiche, in questa trattazione non riportate;
- alimentati a biomassa di "Tipo a" (prodotti) e/o "Tipo b" (sottoprodotti), come definite dal Decreto, di potenza fino a 0,200 MW;
- alimentati a biogas di potenza fino a 0,100 MW;
- solari termodinamici di potenza fino a 0,100 MW.

1.4.3.5 Incentivi per gli impianti a biomassa

Nel caso degli impianti alimentati a biomassa, il Decreto stabilisce che il periodo di durata dell'incentivazione è pari alla vita utile dell'impianto, attestata in 20 anni a decorrere dalla data di entrata in esercizio. Nel Decreto vengono inoltre definite le seguenti quattro tipologie di alimentazione per impianti a biomassa e a biogas che possono ricevere incentivi [19]:

- 1) prodotti di origine biologica elencati in modo esaustivo alla Tabella 1-B dell'Allegato 1 del Decreto (biomassa di "Tipo a");
- 2) sottoprodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1-A dell'Allegato 1 del (biomassa di "Tipo b");
- 3) rifiuti per i quali la frazione biodegradabile è riconosciuta ai sensi dell'Allegato 2 del Decreto (biomassa di "Tipo c");
- 4) frazione biodegradabile dei rifiuti non provenienti da raccolta differenziata diversi dal "Tipo c" e la frazione organica dei rifiuti urbani provenienti da raccolta differenziata (FORSU) utilizzata in ingresso agli impianti a biogas (biomassa di "Tipo d").

Nella tipologia "Tipo a" ricadono, a titolo esemplificativo: prodotti agricoli destinati o destinabili al consumo umano, prodotti derivanti da boschi o selvicoltura non classificabili come rifiuti.

Le tabelle 1-A del Decreto e 1-B sono riproposte di seguito.

ELENCO PRODOTTI DI CUI ALL'ARTICOLO 8, COMMA 4, LETTERA A)

SPECIE ERBACEE ANNUALI	
Canapa da fibra	<i>Cannabis spp.</i>
Canapa del Bengala	<i>Crotalaria juncea L.</i>
Chenopodio	<i>Chenopodium spp.</i>
Erba medica	<i>Medicago sativa L.</i>
Facelia	<i>Phacelia spp.</i>
Kenaf	<i>Hibiscus cannabinus L.</i>
Loiessa	<i>Lolium spp.</i>
Rapa invernale	<i>Brassica rapa L.</i>
Ricino	<i>Ricinus communis L.</i>
Senape abissina	<i>Brassica carinata L.</i>
Sorgo	<i>Sorghum spp.</i>
Tabacco	<i>Nicotiana tabacum L.</i>
Trifoglio	<i>Trifolium spp.</i>
Triticale	<i>Triticum secalotriticum</i>
Favino	<i>Vicia faba minor</i>
Veccia	<i>Vicia sativa L.</i>
SPECIE ERBACEE POLIENNALI	
Cactus	<i>Cactaceae spp.</i>
Canna comune	<i>Arundo donax L.</i>
Canna d'Egitto	<i>Saccharum spontaneum L.</i>
Cannuccia di palude	<i>Phragmites australis L.</i>
Cardo	<i>Cynara cardunculus L.</i>
Cardo mariano	<i>Silybum marianum L.</i>
Disa o saracchio	<i>Ampelodesmus mauritanicus L.</i>
Fico d'India	<i>Opuntia ficus-indica L.</i>
Ginestra	<i>Spartium junceum L.</i>
Igniscum	<i>Fallopia sachalinensis L.</i>
Miscanto	<i>Miscanthus spp.</i>
Panico	<i>Panicum virgatum L.</i>
Penniseto	<i>Pennisetum spp.</i>
Saggina spagnola	<i>Phalaris arundinacea L.</i>
Sulla	<i>Hedysarum coronarium L.</i>
Topinambur	<i>Helianthus tuberosus L.</i>
Vetiver	<i>Chrysopogon zizanioides L.</i>
SPECIE ARBOREE	
Acacia	<i>Acacia spp.</i>
Eucalipto	<i>Eucalyptus spp.</i>
Olmo siberiano	<i>Ulmus pumila L.</i>
Ontano	<i>Alnus spp.</i>
Paulonia	<i>Paulownia spp.</i>
Pioppo	<i>Populus spp.</i>
Platano	<i>Platanus spp.</i>
Robinia	<i>Robinia pseudoacacia L.</i>
Salice	<i>Salix spp.</i>
Pino della California	<i>Pinus Radiata</i>

Figura 1.13: tabella 1-B dell'Allegato 1 del D.M. 23/06/2016 (biomassa di "Tipo a") [20]

Tabella 1-A dell'Allegato 1 del D.M. 23/06/2016	
Sottoprodotti di origine animale non destinati al consumo umano	Carcasse e parti di animali macellati non destinati al consumo umano per motivi commerciali
	prodotti di origine animale o prodotti alimentari contenenti prodotti di origine animale non più destinati al consumo umano per motivi commerciali o a causa di problemi di fabbricazione o difetti che non presentano rischi per la salute pubblica o degli animali;
	sottoprodotti di origine animale derivanti dalla fabbricazione di prodotti destinati al consumo umano, compresi ciccioli, fanghi da centrifuga o da separatore risultanti dalla lavorazione del latte;
	rifiuti da cucina e ristorazione
	sottoprodotti di animali acquatici
	stallatico: escrementi e/o urina di animali, guano non mineralizzato
	tubo digerente e suo contenuto
	farine di carne e d'ossa
	sottoprodotti di origine animale raccolti nell'ambito del trattamento delle acque reflue
	Sottoprodotti provenienti da attività agricola, di allevamento, dalla gestione del verde e da attività forestale
Paglia	
Pula	
Stocchi	
Fieni e trucioli da lettiera	
Residui di campo delle aziende agricole	
Sottoprodotti derivanti dalla lavorazione dei prodotti forestali	
Sottoprodotti derivanti dall'espianto	
Sottoprodotti derivanti dalla gestione del bosco	
Potature, ramaglie e residui della manutenzione del verde pubblico e privato	
Sottoprodotti provenienti da attività industriali	Lavorazione del legno per la produzione di mobili e componenti relativi
	Industria del recupero e del riciclo di materiale a base organica

Figura 1.14: tabella 1-A dell'Allegato 1 del D.M. 23/06/2016 (biomassa di "Tipo b") [20]

Ai fini della determinazione della tariffa incentivante base dell'impianto è necessario individuare la tipologia di alimentazione dell'impianto facendo riferimento esclusivamente a quanto riportato nel titolo autorizzativo alla costruzione ed esercizio dello stesso.

Se il titolo autorizzativo non indica esplicitamente l'obbligo all'utilizzo di una sola tipologia (a o b) o consente l'utilizzo di più fonti, l'individuazione della tariffa di riferimento è effettuata attribuendo all'intera produzione la tariffa incentivante base di minor valore.

Si riportano nella tabella seguente gli importi delle tariffe incentivanti base in funzione della potenza e della tipologia di alimentazione autorizzate per impianto a biomassa.

Fonte	Tipologia	Potenza	Vita utile impianti [anni]	Tariffa [€/MWh]	Eventuale riduzione [€/MWh]
Biomassa	a) prodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1-B	$1 < P \leq 300$	20	210	9.00
		$300 < P \leq 600$	20	150	8.00
		$1000 < P \leq 5000$	20	115	5.60
		$P > 5000$	-	-	-
	b) sottoprodotti di origine biologica di cui alla Tabella 1 A; d) rifiuti non provenienti da raccolta differenziata diversi da quelli di cui alla lettera c)	$1 < P \leq 300$	20	246	-
		$300 < P \leq 600$	20	185	9.25
		$1000 < P \leq 5000$	20	140	7.00
		$P > 5000$	-	-	-
	c) rifiuti per i quali la frazione biodegradabile è determinata forfaitariamente con le modalità di cui all'Allegato 2 del decreto 6 luglio 2012	$1 < P \leq 5000$	-	-	-
		$P > 5000$	20	119	5.95

Figura 1.15: importi delle tariffe incentivanti base in funzione della potenza e della tipologia di alimentazione autorizzate per impianto a biomassa, indicati nel D.M. 23/06/2016 [19]-[20]

A questi importi non è possibile aggiungere premi incentivanti come invece avveniva con il precedente decreto del 2012; in particolare si ottenevano premi in caso di:

- riduzione delle emissioni inquinanti
- cogenerazione a alto rendimento

- cogenerazione a alto rendimento abbinata a teleriscaldamento

Vi possono però essere riduzioni di tariffa per impianti alimentati da biomassa o biogas; in particolare si ha una riduzione del 5 % prevista per gli impianti a biomasse e biogas di potenza superiore a 0,300 MW, per i quali non siano verificate tutte le seguenti condizioni [19]:

- a) l'impianto opera in cogenerazione ad alto rendimento;
- b) l'impianto rispetta i valori di emissioni inquinanti (NOX, NH3, CO, SO2, Polveri) di cui all'Allegato 5 del D.M. 6 luglio 2012;
- c) l'impianto effettua il recupero di almeno il 30% dell'azoto totale in ingresso all'impianto attraverso la produzione di fertilizzanti e rispetta le condizioni di cui alle lettere d) ed e) del comma 2 dell'articolo 26 del D.M. 6 luglio 2012

1.4.4 Opinione pubblica sull'utilizzo di biomasse per la produzione energetica

In questo paragrafo si riportano due fatti di cronaca che mostrano quale sia in parte l'opinione pubblica negativa sull'utilizzo di biomasse per la produzione energetica. Quest'ultima varia sensibilmente luogo a luogo; in certi comuni la battaglia da parte dei cittadini contro l'installazione di impianti a biomasse è ferrea, mentre in altri ne viene accettata la presenza senza problemi.

La redazione del Parma Today, l'8 aprile 2016, scrive di un incontro informativo quella stessa sera a Felino (PR) per informare i cittadini sui danni provocati da impianti a biomasse con i comunicati dei Comitati partecipanti riportanti: Difendiamo il diritto alla salute, Difendiamo la nostra Economia e scrivono anche che biomasse e biogas, impropriamente classificate come energie rinnovabili, sono in realtà impianti insalubri di prima classe, altamente inquinanti. Le biomasse sono centrali a combustione che sprigionano all'anno tonnellate di anidride carbonica, polveri sottili, diossine, benzopirene, ossidi di azoto e idrocarburi policiclici aromatici. Tutte queste sostanze immesse nell'ambiente sviluppano malattie respiratorie e cardiovascolari, malformazioni fetali e tumori.

Il 20 maggio 2018, pubblica invece il giornale online dell'Appennino Reggiano (Redacon) che la popolazione di Villa Minozzo (RE) è in rivolta contro l'Amministrazione Comunale per la decisione di costruire un impianto a biomasse a cippato nella zona sportiva del capoluogo in quanto l'impianto presenta solo aspetti negativi quali danni per la salute, per il turismo, per l'ambiente per l'economia del paese e nessuno sviluppo rurale.

Da questi articoli si capisce come non sempre i cittadini siano favorevoli all'installazione di impianti a biomassa per la produzione energetica, questo per una serie di motivi quali disinformazione o

informazione sbagliata o anche timore verso una tecnologia non conosciuta che possa provocare danni al proprio luogo abitativo e alle persone. Assieme a questo non è d'aiuto un'attività politica che non guarda la tecnologia con occhi obiettivi, ma ne vede solo a una forma propagandistica.

Per garantire quindi uno sviluppo maggiore e soprattutto approvato dalla popolazione che con questi impianti deve convivere serve quindi innanzitutto una maggior informazione al cittadino e una maggior rassicurazione sugli effetti negativi: è vero infatti che un impianto mal gestito porta all'emissione di odori maleodoranti e sostanze inquinanti quali particolato o diossine, ma grazie alle ultime tecnologie nel campo del controllo del processo, della qualità dell'aria e dei componenti d'impianto gli effetti negativi possono essere azzerati.

Naturalmente non ci sono solo episodi negativi come quelli dei due articoli riportati. In molti altri comuni sono installati impianti a biomasse e l'opinione pubblica è favorevole alla presenza di quest'ultimi. Il numero degli impianti a biomassa installati è comunque aumentato nel corso degli anni come mostrato nei paragrafi precedenti e ampio peso a questa fonte rinnovabile dato per il raggiungimento degli obiettivi nazionali di produzione energetica da fonte rinnovabile fissati nel PAN.

2. LA GASSIFICAZIONE DELLA BIOMASSA

In questo capitolo viene esposto nel dettaglio il processo di gassificazione della biomassa lignocellulosica, dalle fasi che lo caratterizzano, alle reazioni chimico fisiche e ai reagenti e prodotti coinvolti. Si riporteranno inoltre i diversi parametri per la valutazione delle performance di un gassificatore e le diverse tipologie di reattori gassificatori esistenti attualmente nello stato dell'arte.

La gassificazione rappresenta un sistema di sfruttamento dell'energia chimica delle biomasse, immagazzinata in esse grazie al processo di fotosintesi clorofilliana. Grazie a un riscaldamento della biomassa in presenza di quantità ridotte di ossigeno, ovvero di quantità minori rispetto alla quantità di ossigeno stechiometrico necessario per fare avvenire la reazione di combustione, si ha la dissociazione molecolare delle lunghe catene carboniose di cui questi materiali sono composti in molecole più semplici. Il gas prodotto, costituito principalmente da CO, CO₂ e H₂, è combustibile e può essere utilizzato per produrre elettricità e/o calore. Il syngas grezzo contiene però anche tar e particolato che devono essere rimossi in funzione della sua specifica applicazione. Il syngas può essere ad esempio utilizzato come combustibile in un motore endotermico per la produzione di energia elettrica e termica oppure in caldaie per generare vapore e alimentare una turbina a vapore. L'energia imprigionata nelle biomasse attraverso la fotosintesi clorofilliana viene quindi liberata bruciando il syngas ottenuto dalla loro gassificazione, chiudendone il ciclo di vita.

Per la completa combustione della biomassa (composizione media C₆H₁₀O₅) si richiede una quantità teorica d'aria di 6÷6,5 kg_{aria}/kg_{biomassa} con produzione finale di CO₂ e H₂O. Nella gassificazione la biomassa una la quantità d'aria è limitata, pari a 1,5÷1,8 kg_{aria}/kg_{biomassa}. Il potere calorifico del syngas, ottenuto con aria come agente gassificante, è piuttosto basso (4÷6 MJ/Nm³); tuttavia questo gas può essere combusto con un'efficienza relativamente alta e un buon grado di controllo senza emettere particolari emissioni. Il processo di gassificazione di biomasse è caratterizzato da efficienze di conversione tipicamente del 60÷70 %.

Così come appena spiegata, la gassificazione di una biomassa sembrerebbe un processo semplice, ma così non è; anzi, il processo è complicato e molti sono i parametri operativi da definire e mantenere controllati. Molti sono coloro che hanno studiato la chimica della gassificazione, proponendo modelli e simulazioni numeriche. Molte sono inoltre le tipologie di reattori sviluppate, dai reattori a letto fisso a quelli a letto fluido e a letto trascinato, ognuna delle quali differisce dall'altra in relazione al tipo di alimentazione e granulometria del combustibile, alle condizioni termodinamiche, al medium impiegato e al possibile campo di applicazione. Queste tipologie di reattori possono essere definite "standard", nel senso che sono state già ampiamente studiate e sono presenti da anni nello stato dell'arte di questa tecnologia. Recentemente altre nuove tecnologie sono state applicate per la gassificazione di biomassa, quali la gassificazione via plasma, dalla quale si ottiene un syngas tar-free e con un elevato potere calorifico [6]. Un'altra nuova tecnologia applicata è la Chemical Looping Gasification (CLG).

Questa Tesi ha come oggetto e tematica un impianto di gassificazione di biomassa, ovvero un impianto per la gassificazione del cippato di legno; non si farà riferimento quindi alla gassificazione del carbone, anche se i principi fondamentali sono gli stessi.

La gassificazione del carbone è una tecnologia applicata industrialmente da lungo tempo, ancor prima dell'applicazione di tale tecnologia alle biomasse e a partire dal 1990 si è assistito a una sua rinascita, grazie soprattutto all'utilizzo dei residui pesanti della raffinazione. Alla fine del secolo, la più grande concentrazione di capacità di gassificazione del carbone era presente nella Repubblica Sudafricana, grazie agli impianti Sasol. Agli inizi del Duemila l'Italia occupava il terzo posto (dopo Stati Uniti e Repubblica Sudafricana) grazie agli impianti per la produzione di energia elettrica da residui (IGCC, Integrated Gasification Combined Cycle) installati in quattro raffinerie.

Storicamente durante la Seconda Guerra Mondiale, la Germania otteneva carburanti alto-ottanici tramite sintesi isobutilica e gasoli diesel tramite sintesi di Fischer-Tropsch. Alla fine del 20° secolo, tuttavia, la gassificazione del carbone ha assunto un nuovo importante ruolo anche nell'ambito della produzione di energia elettrica da carbone in quanto è stata percepita come una tecnologia capace di migliorare sia l'accettabilità del carbone dal punto di vista dell'impatto ambientale, sia i rendimenti di conversione del carbone stesso.

Tutto questo per dimostrare come, nonostante in questa Tesi si faccia riferimento alla gassificazione delle biomasse, la gassificazione del carbone non sia stata negli anni passati meno importante e non lo sia neanche nel presente. La gassificazione delle biomasse ha acquisito però notevole interesse negli ultimi 20-30 anni, in seguito ai problemi legati all'approvvigionamento dei combustibili fossili e alle problematiche legate all'inquinamento.

2.1 Il processo di gassificazione e le sue fasi

Il processo di gassificazione consiste nella conversione di un materiale carbonioso solido, come la biomassa, in un vettore energetico gassoso tramite un'ossidazione parziale ad alta temperatura.

I gassificatori sfruttano la dissociazione molecolare delle lunghe catene carboniose di cui la biomassa è composta e questo avviene grazie a un riscaldamento di tale materiale in presenza di quantità ridotte di ossigeno, ovvero di quantità minori rispetto alla quantità di ossigeno stechiometrico necessario per fare avvenire la reazione di combustione.

Il gas che si produce, detto syngas, è composto da:

- Monossido di carbonio (CO)
- Idrogeno (H_2)
- Anidride carbonica (CO_2)
- Metano (CH_4)
- Vapore (H_2O)
- Azoto (N_2)
- Tracce di idrocarburi (etilene, etano)

Il gas prodotto è costituito in prevalenza da monossido di carbonio e idrogeno in vari rapporti, la cui somma è generalmente più dell'85% in volume sul totale, e quantità minori di biossido di carbonio e metano.

Come scarti del processo si ottengono:

- Char (carbone): è il residuo carbonioso costituito principalmente dal carbonio fisso della biomassa, oltre a una certa quantità di idrocarburi, idrogeno e ossigeno, sostanze volatili e ceneri;
- Tar (catrame): costituito da una miscela di composti organici, ovvero idrocarburi (C_nH_m) ad alto peso molecolare e condensabili. La presenza del tar rappresenta la problematica peggiore del processo di gassificazione (e di pirolisi). Questo è un liquido nero, altamente viscoso che condensa nelle zone più fredde del reattore, bloccando il passaggio del gas; tuttavia questo catrame è un sottoprodotto inevitabile dei processi di conversioni termica di biomassa
- Ceneri: la gestione delle ceneri da biomassa è disciplinata dalla parte IV del d.lgs. 152/2006 (Norme in materia ambientale) che le classifica come "rifiuti speciali non pericolosi" nella categoria rifiuti inorganici provenienti da processi termici.

Per le ceneri, in quanto classificate come rifiuto speciale non pericoloso, il conferimento in discarica è l'ultima scelta attuabile per il loro smaltimento; esistono altrimenti procedure semplificate che

consentono il recupero delle ceneri, classificandole di fatto come un sottoprodotto. Le potenziali possibilità di recupero sono:

- produzione di conglomerati cementizi, utilizzo in cementifici o industria dei laterizi;
- produzione di compost;
- produzione di fertilizzanti;

Nel caso delle ceneri di legno vergine, un ulteriore riferimento normativo è il d.lgs. 220/95, che ha recepito il reg. CEE 2092/91, e che prevede il riutilizzo delle stesse come concime o ammendante in agricoltura biologica.

Tutti gli scarti del processo di gassificazione devono essere opportunamente separati dal gas per poterlo utilizzare. La composizione del syngas dipende dai parametri di processo, dalla composizione della biomassa in ingresso, dal tipo di agente ossidante e dalla tecnologia di riferimento, a letto fisso, fluido o trascinato, come verrà spiegato maggiormente nel dettaglio di seguito.

Le principali fasi che caratterizzano il processo di gassificazione sono quattro:

- 1) Preriscaldamento ed essiccazione della biomassa (Drying);
- 2) Pirolisi, ovvero la decomposizione termica della biomassa in assenza di ossigeno o aria sino ad una temperatura di circa 700°C e mediante la quale si ha produzione di composti quali idrocarburi gassosi, composti ossigenati, char e tar;
- 3) Fase di ossidazione parziale, in cui avvengono le reazioni di ossidazione parziale del char: in questa fase, in presenza di agente gassificante in quantità sub-stechiometrica, viene prodotto il calore necessario alle reazioni di riduzione. Le reazioni di ossidazione sono infatti esotermiche e coinvolgono il char proveniente dalla fase di pirolisi. Le temperature in questa fase sono comprese fra 1200 e 1300 °C;
- 4) Fase di riduzione dei prodotti di pirolisi (gas phase reactions): questa fase è caratterizzata dalle reazioni in fase gas che coinvolgono i gas di pirolisi. La temperatura è compresa fra 500 e 600°C.

Sebbene frequentemente questi passaggi sono modellati in serie, non esiste un confine nitido fra queste e spesso possono anche sovrapporsi.

Si riporta un'immagine con la sequenza delle principali fasi del processo di gassificazione.

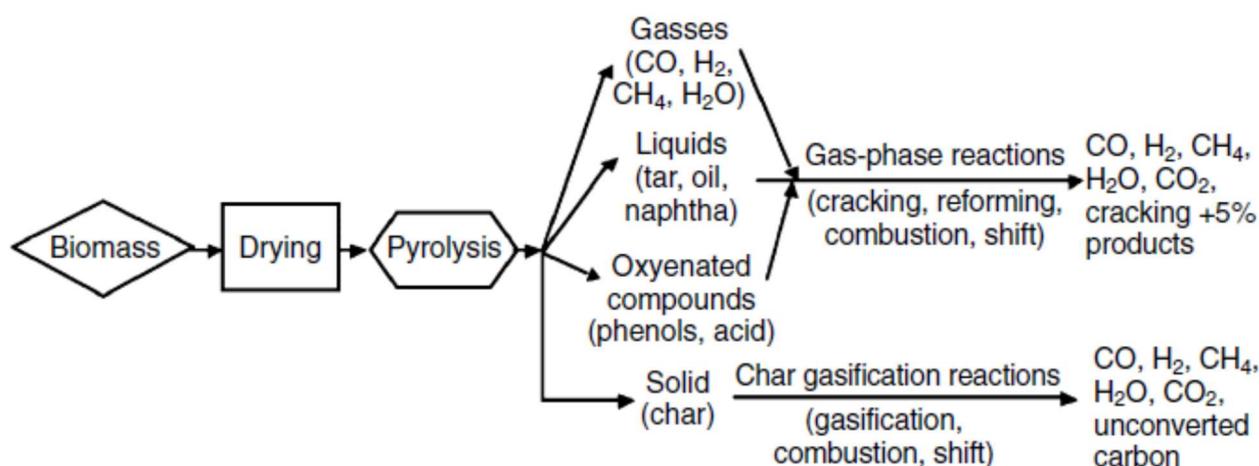


Figura 2.1: sequenza delle fasi del processo di gassificazione [6]

2.1.1 Preriscaldamento ed essiccazione della biomassa

La biomassa utilizzata nei processi di gassificazione non deve contenere una quantità eccessiva di umidità, al massimo il 10-20% in peso di quest'ultima; questo perché ogni chilogrammo di umidità che la biomassa contiene porta via un minimo di 2260 kJ di energia dal gassificatore per far evaporare tale quantità di acqua e questa energia non è recuperabile. Un'alta percentuale di umidità della biomassa in ingresso genererebbe un gas con basso potere calorifico e per questo il limite di umidità massimo accettabile è del 20% in peso. L'essiccazione finale della biomassa avviene poi dentro il gassificatore. La biomassa riceve calore dalle zone sottostanti e intorno a 100°C quest'ultima ha perso tutta l'acqua che conteneva in quanto evaporata. All'aumentare della temperatura inizia poi l'azione estrattiva delle sostanze a basso peso molecolare (volatili) e questo processo continua sino a temperature di 200÷250 °C.

2.1.2 Fase di pirolisi

La fase di pirolisi consiste nella decomposizione termochimica della biomassa ottenuta mediante l'applicazione di calore, a temperature fra i 200 e i 700°C, in completa assenza di ossigeno [10]. Questo causa la devolatilizzazione della biomassa, ovvero le lunghe catene carboniose di cellulosa, emicellulosa e lignina vengono letteralmente "spezzate" generando una complessa miscela di gas (CO_2 , H_2 , CH_4 , H_2O , CO), vapori condensabili, char e tar.

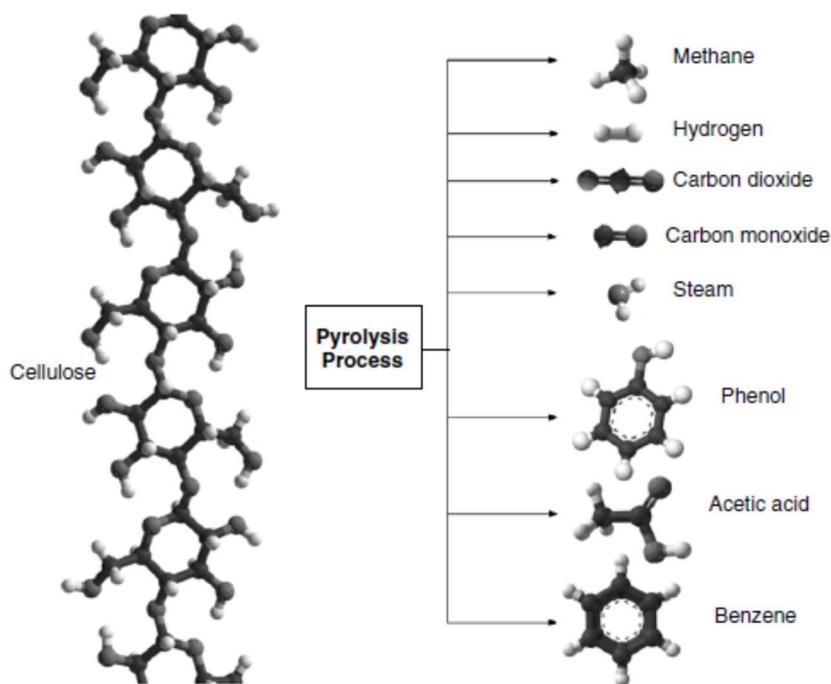


Figura 2.2: processo di decomposizione delle lunghe catene polimeriche della biomassa in molecole più semplici [4]

Il processo di pirolisi può essere suddiviso in 4 step [4]:

- 1) Essiccamento (a una temperatura di circa 100°C)
- 2) Stadio iniziale (temperatura compresa fra 100-300°C) dove inizia la decomposizione termochimica della biomassa con la liberazione di vapor d'acqua, e molecole a basso peso molecolare.
- 3) Stadio intermedio (temperatura >200°C): questo stadio è noto come pirolisi primaria e avviene nell'intervallo di temperatura fra 200 e 600°C. Le catene polimeriche si decompongono in char (char primario), molecole di idrocarburi condensabili e gas incondensabili a più basso peso molecolare quali H_2 , CH_4 , CO e CO_2 ,
- 4) Stadio finale (temperatura compresa fra 300-900°C): in questa fase avvengono le reazioni del tar-cracking secondario ovvero reazioni in cui dal tar formatosi si generano altro char (char secondario) ed altri gas incondensabili. Le molecole di idrocarburi ad alto peso molecolare rimaste, costituiscono il tar e condensano solitamente sul fondo del reattore o nelle zone più fredde di un impianto

La decomposizione che avviene durante la fase di pirolisi è caratterizzata da una chimica complessa e avviene sia attraverso reazioni omogenee in fase gas, sia attraverso reazioni eterogenee in fase gas-solido che riguardano il char.

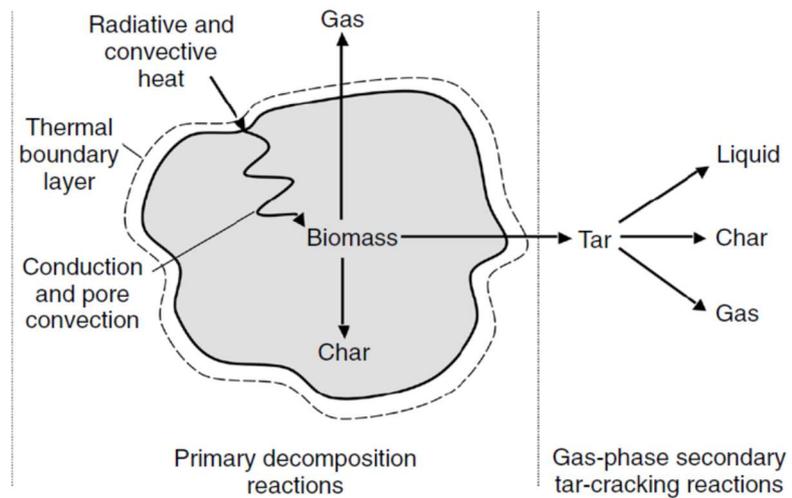
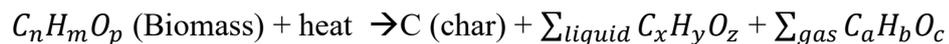


Figura 2.3: processo di pirolisi in una particella di biomassa [4]

La reazione globale di pirolisi è rappresentata dalla seguente formula [4]:



I prodotti della fase di pirolisi sono quindi [4]:

- Solidi (char): il char contiene in prevalenza carbonio (circa l'85%), ma può contenere anche ossigeno e idrogeno. Il char che si ottiene ha indicativamente PCI pari a 32000 kJ/kg
- Liquidi (tars, idrocarburi pesanti): il tar (o bio oil) è costituito prevalentemente da composti fenolici e idrocarburi con PCI del tar compreso nel range 13-18 MJ/kg. Il tar si produce rapidamente, dalla depolimerizzazione e frammentazione di cellulosa, lignina e emicellulosa e la sua formazione è inevitabile.
- Gassosi (CO , CO_2 , H_2O , C_2H_2 , C_2H_4 , C_2H_6 , C_6H_6 , ecc...)

La fase di pirolisi può inoltre essere classificata inoltre come veloce o lenta:

- Si ha pirolisi lenta se il tempo $t_{heating}$ necessario per portare la biomassa fino alla temperatura di pirolisi è molto più lungo del tempo caratteristico t_r del processo stesso di pirolisi; quindi $t_{heating} \gg t_r$
- Si ha pirolisi veloce se $t_{heating} \ll t_r$

In generale il tempo di residenza dei vapori che si producono con la fase di pirolisi hanno tempi di residenza in questa zona dell'ordine dei minuti in caso di pirolisi lenta, mentre dell'ordine dei secondi in caso di pirolisi veloce. In caso di pirolisi lenta si ha una maggior produzione di char.

Come si può vedere dal diagramma riportato di seguito nel caso di pirolisi veloce il processo si muove verso gli assi C-H e si ha quindi una formazione maggiore di idrocarburi, mentre nel caso di pirolisi lenta il processo si muove verso l'angolo del carbonio con formazione di maggiore quantità di char.

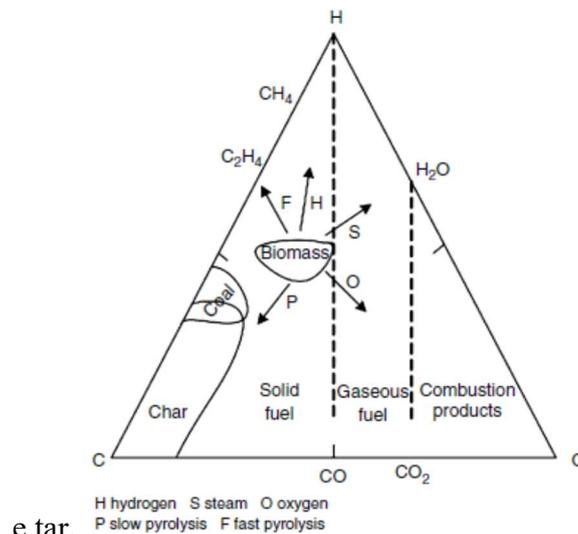


Figura 2.4: diagramma C-O-H della pirolisi di biomassa.

2.1.2.1 Fattori che influenzano la fase di pirolisi

I prodotti della fase di pirolisi dipendono da:

- 1) tipologia di reattore
- 2) caratteristiche chimico-fisiche della biomassa
- 3) Parametri operativi quali:
 - a. Velocità di riscaldamento della biomassa
 - b. Temperatura di pirolisi raggiunta
 - c. Tempo di residenza

Caratteristiche chimico-fisiche della biomassa:

La composizione della biomassa, soprattutto il rapporto H/C ha un effetto molto importante sui prodotti della pirolisi. Eemicellulosa, cellulosa e lignina, i tre costituenti principali della biomassa, iniziano il processo di pirolisi ovvero di decomposizione termochimica a temperature diverse in particolare [4]:

- Eemicellulosa: 150-350°C
- Cellulosa: 275 -350 °C
- Lignina: 250-500°C

La presenza di una maggior quantità di cellulosa aumenta la quantità di vapori condensabili quindi tar; la presenza di una maggior quantità di emicellulosa invece aumenta la formazione di gas incondensabili e meno tar. La lignina, polimero che degrada più lentamente, porta invece a una maggior produzione di char [4].

Effetto della velocità di riscaldamento:

Un rapido riscaldamento a temperature moderate (400-600°C) aumenta la quantità di volatili e diminuisce quella di char. Un lento riscaldamento a quelle stesse temperature provoca invece un aumento del char prodotto.

Temperatura:

La temperatura di pirolisi influenza anch'essa la quantità e tipologia di gas condensabili che si generano; inoltre influisce sulla quantità di char che si genera. Maggiore è la temperatura di pirolisi e minore è la quantità di char generato.

Si riportano due immagini riportanti la prima la percentuale molare di gas incondensabili che si formano durante la fase di pirolisi, in funzione della temperatura di pirolisi e la seconda quantità di char che si genera dal processo di pirolisi, sempre in funzione della temperatura di pirolisi.

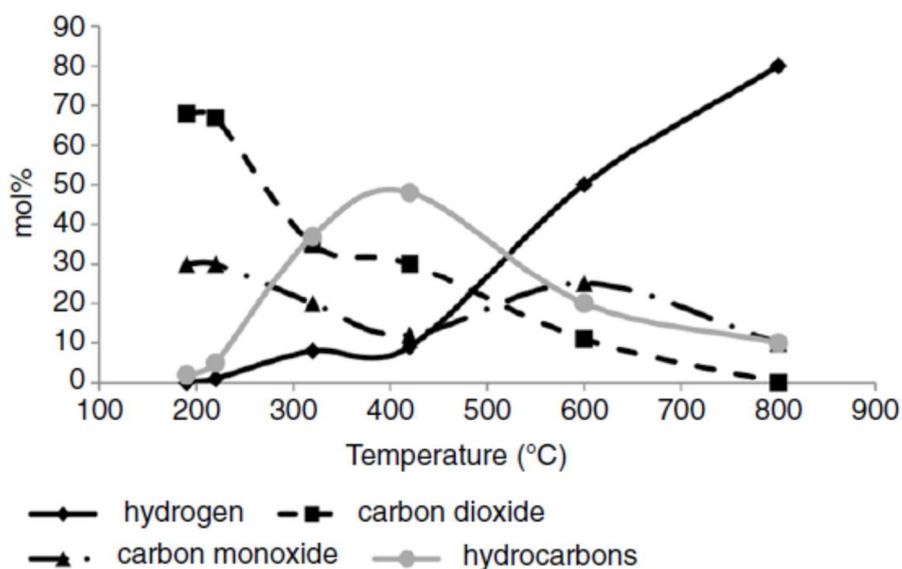


Figura 2.5: percentuale molare di gas incondensabili che si formano durante la fase di pirolisi, in funzione della temperatura di pirolisi [4]

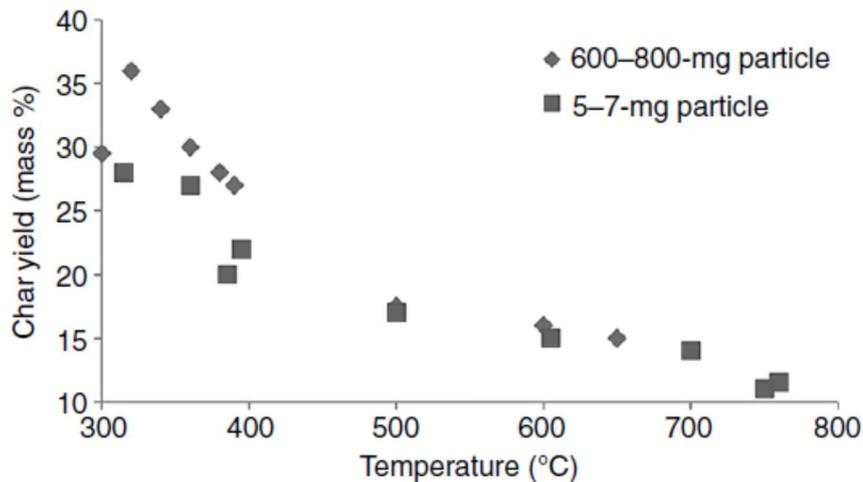


Figura 2.6: quantità di char che si genera dal processo di pirolisi in funzione della temperatura di pirolisi.

I parametri operativi ottimali durante la fase di pirolisi sono quindi i seguenti, in funzione dello scopo che la pirolisi si prefigge:

- Per massimizzare la produzione di gas occorre adottare un riscaldamento lento (<0.01-2.0 °C/s), avere una temperatura di pirolisi elevata (700-900°C) e un tempo di residenza elevato
- Per massimizzare la produzione di tar occorre adottare un riscaldamento veloce, avere una temperatura di pirolisi moderata (450-600°C) e un tempo di residenza breve
- Per massimizzare la produzione di chat occorre adottare un riscaldamento lento (<0.01-2.0 °C/s), avere una temperatura di pirolisi moderata (450-600°C) e un tempo di residenza elevato

Nel caso di studio, ovvero di pirolisi inserita in un processo di gassificazione, quello che si vuole massimizzare è la produzione di gas incondensabili.

2.1.3 Fase di ossidazione parziale e riduzione

Dopo la prima fase di pirolisi, i prodotti attraversano una fase successiva, in cui si ha l'introduzione del medium di gassificazione (aria, ossigeno o vapore). La quantità di medium introdotto è inferiore alla quantità stechiometrica e in particolare l'efficiency ratio nel processo di gassificazione è sempre compreso fra 0.2 e 0.4, ovvero la quantità di medium inviato al reattore è pari al 20-40% del medium stechiometrico. L'efficiency ratio in particolare è definito come:

$$ER = \frac{\text{air used (kg)/biomass used (kg)}}{\text{stechiometric air (kg)/biomass used (kg)}}$$

Dove:

- Air used è la quantità d'aria reale inviata al reattore;

- Stechiometric air è il valore dell'aria stechiometrica, ovvero della quantità d'aria necessaria per avere la combustione completa di 1kg di biomassa

Questo stadio coinvolge le reazioni chimiche tra gli idrocarburi, il vapore, la CO_2 , l'ossigeno e l'idrogeno presenti nel reattore. In questa fase avvengono anche le reazioni allo stato gassoso tra le specie formatesi nel processo, tra le quali la gassificazione del char è la più importante. Il char prodotto dalla pirolisi della biomassa non è necessariamente carbonio puro in quanto contiene una certa quantità di idrocarburi che includono idrogeno e ossigeno. Il char da biomassa è generalmente più poroso e reattivo di quello del carbone. La sua porosità (40÷50 %) è diversa da quella del carbone (2÷18 %). I pori del char da biomassa sono molto più grandi (20÷30 μm) rispetto a quelli del char da carbone ($5 \cdot 10^{-4} \mu m$). In conseguenza il suo comportamento nelle reazioni chimiche è differente da quello del char da carbone, lignite o torba.

Un esempio è dato nella figura di seguito in cui la reattività (ovvero la conversione) in vapore del char da torba diminuisce con il tempo, mentre quella della biomassa aumenta. Questo comportamento opposto può essere attribuito all'attività catalitica dei metalli alcalini contenuti nel char da biomassa.

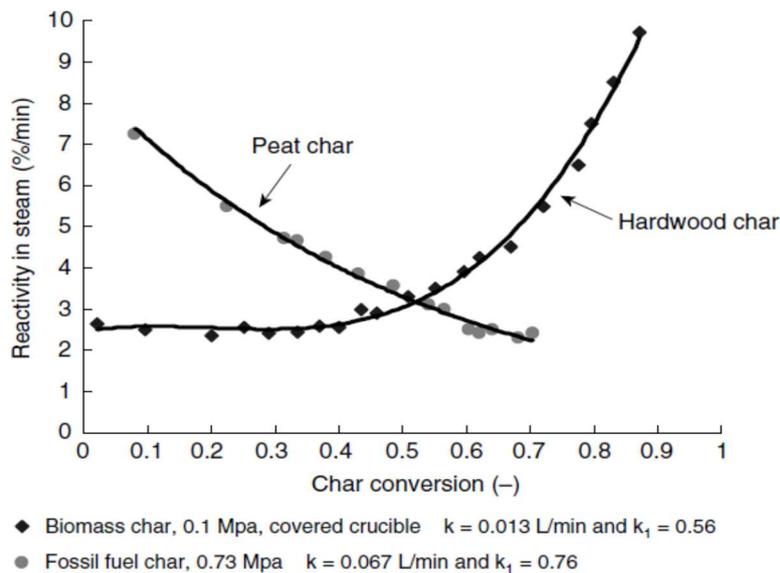
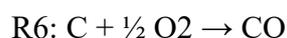


Figura 2.7: Reattività del char da torba e da legno duro in funzione della loro conversione

La reazione più veloce che avviene in questa fase è quella char-ossigeno:



ed è così veloce che consuma rapidamente tutto l'ossigeno disponibile non lasciandone per le altre reazioni. Questa reazione è fortemente esotermica e produce parte del calore necessario alle precedenti fasi di essiccazione e pirolisi. La reazione char-vapore:



è 3÷5 ordini di grandezza più lenta di quella precedente con l'ossigeno ed è forse la più importante reazione di gassificazione. La reazione di Boudouard:



è 6÷7 ordini di grandezza più lenta rispetto alle precedenti e 2÷5 volte più lenta rispetto a quelle water-gas o water-steam. La velocità della reazione Boudouard è insignificante sotto 1000 °K. La reazione char-idrogeno che forma metano:



è la più lenta di tutte e può essere trascurata in questo contesto.

Vale la pena citare anche la reazione water-gas shift:



in quanto importante perché aumenta il contenuto d'idrogeno nei prodotti di gassificazione a scapito del CO. E' stato stimato che le velocità relative delle reazioni precedenti che coinvolgono il char, alla temperatura di 800 °C e pressione di 10 kPa, sono 10^5 per l'ossigeno, 10^3 per il vapore, 10^1 per la CO_2 e $3 \cdot 10^{-3}$ per l'idrogeno.

Di seguito nell'immagine 2.9 si riportano tutte le reazioni che avvengono.

Tutte le reazioni di gassificazione del char e le reazioni di shift sono reversibili, ovvero possono avvenire in entrambi i sensi; in particolare avvengono sia la reazione diretta che quella inversa, ma quella che cambia è la velocità di reazione delle due.

Per ogni reazione è possibile determinare una costante di proporzionalità k dipendente dalla temperatura, e la velocità di reazione r dipendente dalle concentrazioni molari dei reagenti [9].

Per la reazione di Boudouard:

$$r_d = k_d * [C] * [CO_2]$$

Essendo la concentrazione riferita a una sostanza allo stato solido unitaria, si ottiene:

$$r_d = k_d * [CO_2]$$

Per la reazione inversa:

$$r_i = k_i * [2CO]$$

In condizioni di equilibrio le due velocità si equivalgono e si ottiene l'espressione della costante di equilibrio:

$$K_p = \frac{k_i}{k_d} = \frac{[2CO]}{[CO_2]}$$

Facendo l'ipotesi di gas ideale, le concentrazioni molari possono essere sostituite con le pressioni parziali p e poi con le frazioni molari x , ottenendo:

$$K_p = \frac{k_i}{k_d} = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} = \frac{x_{CO}^2}{x_{CO_2}} * P$$

con P= pressione assoluta del gas.

La costante di equilibrio è rappresentata quindi dalla relazione (in condizioni di equilibrio chimico):

$$\ln K_p = \frac{-\Delta G_T^0}{R T}$$

Con:

- T = temperatura [K]
- R = costante universale dei gas
- ΔG_T^0 = variazione dell'energia libera di Gibbs passando da reagenti a prodotti.

Nell'immagine di seguito si riporta un grafico con l'andamento delle costanti di equilibrio delle reazioni di riduzione, in funzione della temperatura all'interno del reattore.

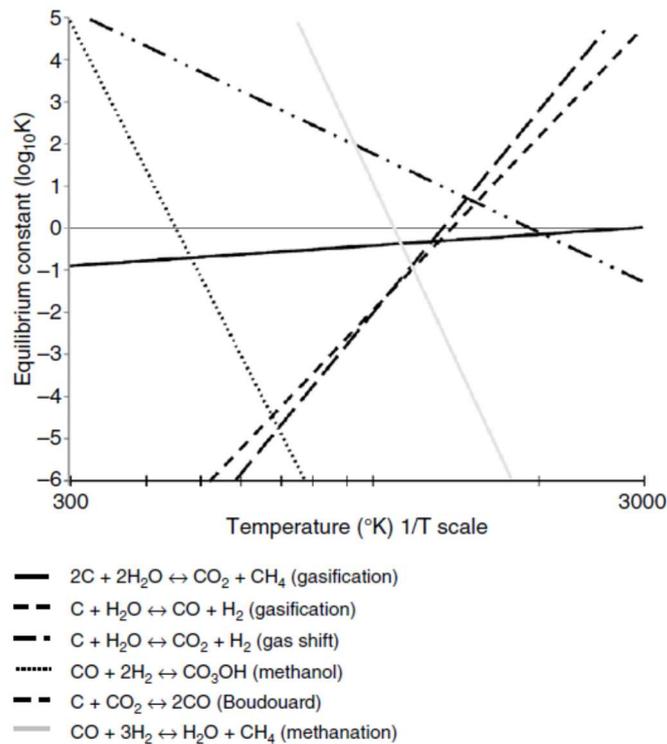


Figura 2.8: andamento delle costanti di equilibrio per alcune reazioni di gassificazione [4]

Per una data temperatura di reazione è quindi possibile determinare la concentrazione dei composti chimici che partecipano alla reazione nelle condizioni di equilibrio noti i valori di pressione, costante di equilibrio K_p relativa a tale temperatura e la quantità di partenza di ogni reagente [9].

Reaction Type	Reaction
Carbon Reactions	
R1 (Boudouard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 172 \text{ kJ/mol}^1$
R2 (water-gas or steam)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2 + 131 \text{ kJ/mol}^2$
R3 (hydrogasification)	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4 - 74.8 \text{ kJ/mol}^2$
R4	$C + 0.5 O_2 \rightarrow CO - 111 \text{ kJ/mol}^1$
Oxidation Reactions	
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2 - 394 \text{ kJ/mol}^2$
R6	$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2 - 284 \text{ kJ/mol}^4$
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O - 803 \text{ kJ/mol}^3$
R8	$H_2 + 0.5 O_2 \rightarrow H_2O - 242 \text{ kJ/mol}^4$
Shift Reaction	
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 - 41.2 \text{ kJ/mol}^4$
Methanation Reactions	
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2 - 247 \text{ kJ/mol}^4$
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O - 206 \text{ kJ/mol}^4$
R14	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O - 165 \text{ kJ/mol}^2$
Steam-Reforming Reactions	
R12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 + 206 \text{ kJ/mol}^3$
R13	$CH_4 + 0.5 O_2 \rightarrow CO + 2H_2 - 36 \text{ kJ/mol}^3$

¹Source: Higman and van der Burgt, 2008, p. 12.

²Source: Klass, 1998, p. 276.

³Source: Higman and van der Burgt, 2008, p. 3.

⁴Source: Knoef, 2005, p. 15.

Figura 2.9: reazioni di gassificazione

2.1.3.1 Differenza fra reazioni di combustione e di gassificazione del char

Le reazioni di combustione sono generalmente più veloci di quelle di gassificazione, a pari condizioni operative. La tabella riportata di seguito confronta le velocità dei due processi relative al char da biomassa alla temperatura tipica di gassificazione di 900 °C. Si può notare che le velocità di combustione sono almeno un ordine di grandezza più alte di quelle di gassificazione. Inoltre, a causa della difficoltà del processo di diffusione all'interno dei pori, le particelle di char più fini presentano una più alta velocità di reazione.

Molte delle reazioni di gassificazione inoltre sono endotermiche. Per fornire la quantità di calore richiesta in un gassificatore per le reazioni e per il riscaldamento, l'essiccazione e la pirolisi occorre permettere che avvenga una certa quantità delle reazioni esotermiche di combustione. La classica reazione di combustione ($C + O_2 \rightarrow CO_2$) è la migliore al riguardo poiché fornisce la più alta quantità di calore (394 kJ) per mole di carbonio consumato. Anche la reazione che porta alla formazione di CO ($C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$), che costituisce di per sé un componente tipico del syngas, sebbene sia relativamente lenta, può fornire calore anche se in quantità inferiore (111 kJ/mol). Quando il carbonio viene a contatto con l'ossigeno avvengono entrambe le reazioni sopra riportate, ma il loro progredire dipende dalla temperatura. E' possibile allora definire un coefficiente di ripartizione β per stabilire le frazioni d'ossigeno relative alle due reazioni sopracitate. Tale coefficiente dipende dalla temperatura superficiale del char (T), secondo la seguente espressione comunemente usata:

$$\beta = \frac{[CO]}{[CO_2]} = 2400 e^{-\left(\frac{6234}{T}\right)}$$

Da notare che le quantità di combustibile, ossidante e vapore (se utilizzato) determinano la frazione di carbonio e ossigeno che partecipano alle due classiche reazioni di formazione di CO₂ e CO. Quantità maggiori di ossidante di quanto necessario per le reazioni endotermiche aumenteranno la temperatura del gassificatore senza necessità e ridurranno la qualità del syngas prodotto per diluizione da parte della CO₂ sviluppata.

2.1.3.2 Reattività del char

Per reattività si intende la velocità di reazione in certe condizioni ben definite di temperatura, pressione ed agente gassificante. I parametri che influenzano la reattività del char sono: dimensione del char, area superficiale delle particelle, distribuzione dei pori, azioni dei catalizzatori, contenuto di sostanze minerali, sistemi di pretrattamento e riscaldamento. Anche le condizioni di pirolisi hanno una certa influenza sulla reattività del char prodotto in tale fase della gassificazione; infatti è stato

notato che la reattività del char in aria è molto più bassa quando lo stesso char è prodotto a temperatura maggiore di 1000 °C rispetto a quello prodotto a 700 °C. Le temperature alte riducono infatti i siti attivi di reazione, così come tempi di residenza più lunghi al picco di temperatura durante la pirolisi riducono la reattività.

La gassificazione del char avviene sulla sua superficie solida generalmente considerata come quella esterna; tuttavia le particelle di char sono altamente porose, con l'area superficiale delle pareti interne ai pori maggiore di diversi ordini di grandezza dell'area superficiale esterna. In conseguenza il gas può entrare nei pori e reagire sulle sue pareti dando luogo ad una velocità di conversione più alta. Per questo particelle con la stessa area superficiale esterna possono presentare velocità di reazione fortemente differenti a causa della loro diversa struttura interna. Affinché la reazione di gassificazione avvenga all'interno dei pori del char, occorre però che il gas reagente entri nei pori. Se la disponibilità di gas è limitata e la cinetica di reazione è veloce, tale che il gas sia totalmente consumato dalla reazione sulla superficie esterna, allora la gassificazione è limitata a tale superficie esterna; se invece la velocità della reazione è lenta rispetto a quella di diffusione o trasporto delle molecole di gas, allora il gas potrà diffondere nei pori e reagire sulle sue pareti. In questo caso la reazione è controllata cineticamente.

La situazione reale si colloca tra queste due condizioni estreme in cui il profilo di concentrazione del gas in prossimità della particella di char è determinato dalle velocità della reazione chimica e di diffusione. Un aumento della temperatura superficiale della particella produce un aumento della cinetica di reazione e di conseguenza la velocità globale del processo si sposta da un regime di controllo cinetico a quello di controllo diffusivo con conseguente minore reazione nei pori.

2.2 Formazione e rimozione del tar

La formazione del tar è la problematica maggiore degli impianti di gassificazione, ma purtroppo è inevitabile la sua formazione. Il tar è costituito da tutte le sostanze organiche con peso molecolare maggiore di 78, ovvero maggiore del peso molecolare del benzene; è quindi costituito da una complessa miscela di idrocarburi condensabili e complessi poliaromatici.

La presenza di tar, oltre che provocare problemi al funzionamento dell'impianto, può impedire l'uso diretto del syngas prodotto; infatti turbine o motori a gas richiedono concentrazioni piuttosto basse di tale inquinante. Per ottenere questo, il tipo di gassificatore e le sue condizioni operative, quali la temperatura d'esercizio e la velocità di riscaldamento, vanno scelti appropriatamente per diminuirne il più possibile la formazione.

I limiti massimi di tar contenuto nel syngas prodotto dipendono dall'applicazione e sono i seguenti:

Application	Particulate (g/Nm ³)	Tar (g/Nm ³)
Direct combustion	No limit specified	No limit specified
Syngas production	0.02	0.1
Gas turbine	0.1–120	0.05–5
IC engine	30	50–100
Pipeline transport		50–500 for compressor
Fuel cells		<1.0

Figura 2.8: limiti massimi di tar contenuto nel syngas in funzione dell'applicazione [4]

Il tar si forma durante la fase di pirolisi in seguito alla depolimerizzazione della biomassa. Il tar può essere classificato in 4 gruppi: primario, secondario, terziario alchilico e terziario condensato [4].

Il tar primario è composto dai prodotti che derivano direttamente dalla decomposizione di cellulosa, emicellulosa e lignina e ha la composizione indicata di seguito (molecole ossigenate e organiche condensabili). Si forma in questa fase anche del char. La composizione del tar primario è riportata in figura 2.11.

Component	Weight (%)
Benzene	37.9
Toluene	14.3
Other 1-ring aromatic hydrocarbons	13.9
Naphthalene	9.6
Other 2-ring aromatic hydrocarbons	7.8
3-ring aromatic hydrocarbons	3.6
4-ring aromatic hydrocarbons	0.8
Phenolic compounds	4.6
Heterocyclic compounds	6.5
Others	1.0

Figura 2.9: composizione del tar primario [4]

Il tar secondario si forma quando nella fase di pirolisi si raggiungono i 500°C; il tar primario reagisce e si formano più gas incondensabili e molecole pesanti, appunto definite tar secondario del quale olefine e fenoli sono i più importanti costituenti. Il tar terziario alchilico contiene molecole quali metilnaftalene, toluene, indene.

Il tar terziario condensato contiene invece idrocarburi policiclici aromatici (PAH), quali benzene, naftalene, pyrene. Nell'immagine riportata di seguito viene mostrato l'andamento dei diversi tipi di tar in funzione della temperatura. Sopra i 500°C il tar secondario comincia ad aumentare alle spese del tar primario. Quando il tar primario è quasi completamente distrutto, comincia a generarsi il tar terziario. A temperatura sempre maggiori, si ha solo tar terziario.

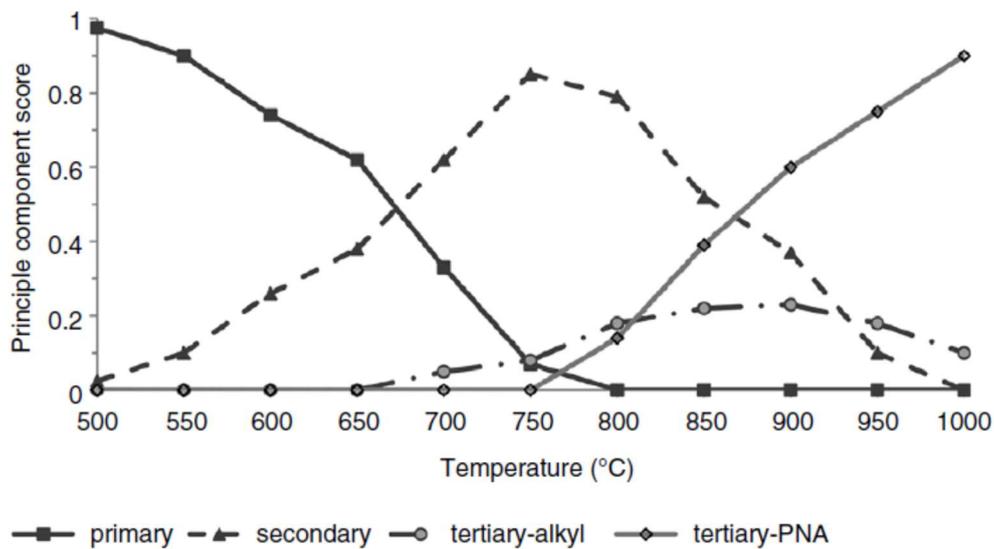


Figura 2.10: Andamenti con la temperatura dei differenti tar prodotti a 0,3 s di residenza [4]

Nell'immagine di seguito si riporta la tipica composizione di tar prodotto da gassificazione di biomassa.

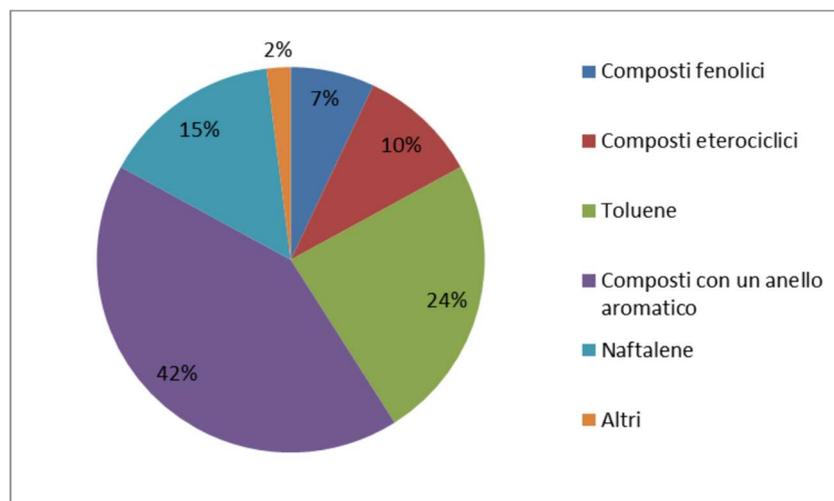


Figura 2.11: tipica composizione del tar di biomassa (% in peso) [8]

2.2.1 Parametri che influenzano la formazione di tar

I parametri operativi che influenzano la formazione e la conversione del tar includono principalmente:

- 1) la temperatura raggiunta nel gassificatore
- 2) l'equivalence ratio
- 3) la pressione del reattore
- 4) il mezzo gassificante
- 5) il tempo di residenza
- 6) tipologia di reattore

Regolando opportunamente le condizioni operative del gassificatore si può ridurre significativamente la quantità di tar in uscita dal processo di gassificazione.

Temperatura: conducendo la gassificazione a temperature superiori di 1000°C e in assenza di catalizzatore, si può ridurre notevolmente il contenuto di tar nel gas prodotto, come mostra l'immagine riportata di seguito: la quantità di tar che si forma diminuisce con l'aumento della temperatura di reazione. La temperatura del reattore influenza oltre che la quantità anche la composizione del tar; con l'aumento di temperatura diminuisce la concentrazione di determinate specie chimiche (composti contenenti ossigeno e aromatici con 1 o 2 anelli) ma aumenta quella di altre, in particolare composti aromatici più pesanti a 3 e 4 anelli [4].

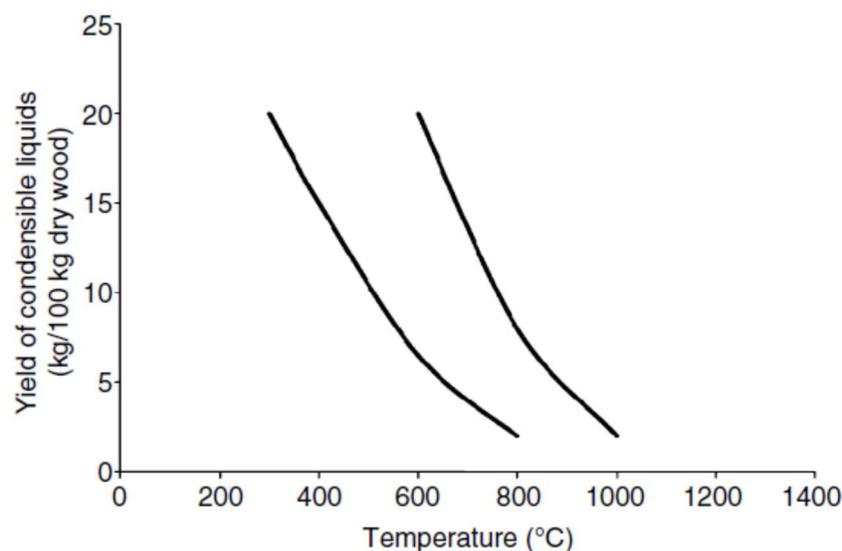


Figura 2.12: andamento della formazione di tar in funzione della temperatura di gassificazione [4]

Efficiency ratio: con valori di ER maggiori e quindi con la maggiore disponibilità di ossigeno (e quindi un più elevato rapporto ossigeno/carbonio) si ha riduzione del tar, ma anche un aumento della percentuale di CO_2 nel gas a discapito di CO e H_2 determinando una riduzione del potere calorifico.

Pressione del reattore: l'aumento della pressione riduce la quantità del tar, ma la frazione di idrocarburi poliaromatici (PAH) aumenta [4].

Mezzo gassificante: nel processo di gassificazione possono essere usati diversi mezzi gassificanti e quindi gli effetti sulla formazione e conversione del tar possono essere diversi. Il rapporto biomassa/gassificante è un importante parametro che determina il prodotto della gassificazione incluso il tar. In base ai valori tipici di tale rapporto è diversa l'entità di produzione del tar per i tre principali mezzi gassificanti, come riportato nella tabella di seguito.

Mezzo gassificante	Condizioni operative	Tar [g/kg biomassa]
Vapore	S/B = 0.9	70
Vapore o ossigeno	GR = 0.9; $H_2O/O_2 = 3$	80-40
Aria	ER=0.3; H/C=2.2	6-30

Tabella 2.1: confronto della produzione di tar per tre diversi mezzi gassificanti

Nella gassificazione con aria, l'aumento del rapporto d'equivalenza (ER) diminuisce la produzione e la concentrazione del tar nel syngas poiché una maggior quantità d'ossigeno reagisce con i volatili nella zona "ardente" della pirolisi.

Nella gassificazione con vapore è possibile ottenere una grossa riduzione della produzione di tar (S/B compreso tra 0,5 e 2,5). L'uso contemporaneo di vapore e aria riduce il tar con l'aumentare del rapporto di gassificazione.

Tempo di residenza: questo ha un effetto importante sulla produzione del tar e, come per altri parametri, un suo aumento riduce le sostanze contenenti ossigeno e quelle aromatiche ad 1 e 2 anelli, ma al contempo aumenta quelle più pesanti a 3 e 5 anelli aromatici.

Il char è in grado di catalizzare la reazione di reforming del tar, anche in modo totale, se utilizzato in un reattore secondario. Il char quale sostanza principale della gassificazione non è facilmente disponibile a valle del gassificatore e sono necessarie modifiche progettuali per incorporarlo come catalizzatore.

Tipologia di reattore: la tipologia di reattore e l'adozione di particolari accorgimenti nella progettazione del gassificatore.

La differenza nella produzione di tar a seconda della tipologia di gassificatore sono essenzialmente legate alla diversa zona del gassificatore dove la pirolisi avviene, oltre che alle condizioni operative

che si instaurano in tale zona. Con particolare riferimento ai gassificatori updraft, la temperatura è la più alta in prossimità della griglia dove il char viene in contatto con l'ossigeno e può facilmente bruciare. I gas caldi salgono quindi verso l'alto fornendo il calore necessario alle reazioni endotermiche e incontrando la biomassa in fase di pirolisi (200÷500 °C). In questo intervallo di temperatura si formano i tar primari che fluiscono anch'essi verso l'alto nella zona più fredda del gassificatore. Per questa ragione il tar non ha l'opportunità di trasformarsi mancando la temperatura necessaria per le reazioni di reforming e di cracking. Quindi gli updraft producono la più alta concentrazione di tar, pari tipicamente a 10÷20 % in peso della biomassa alimentata.

Gasifier Type	Average Tar Concentration in Product Gas (g/Nm ³)	Tar as % of Biomass Feed
Downdraft	<1.0	<2.0
Fluidized bed	10	1-5
Updraft	50	10-20
Entrained flow	negligible	

Figura 2.13: quantità di tar formato nel processo di gassificazione in base alla tipologia di reattore [4]

Nell'immagine di seguito è invece rappresentato l'andamento della produzione di tar in un gassificatore updraft e uno downdraft. Nel primo caso il tar passa solo nella zona a bassa temperatura, mentre nel secondo attraversa la zona alla più alta temperatura e quindi subisce facilmente le reazioni di cracking.

La riduzione del tar può essere effettuata anche introducendo alcune modifiche alla geometria del gassificatore. Tra queste si possono citare: l'iniezione di aria secondaria, la separazione della zona di pirolisi da quella di gassificazione del char e il passaggio dei prodotti di pirolisi attraverso il char.

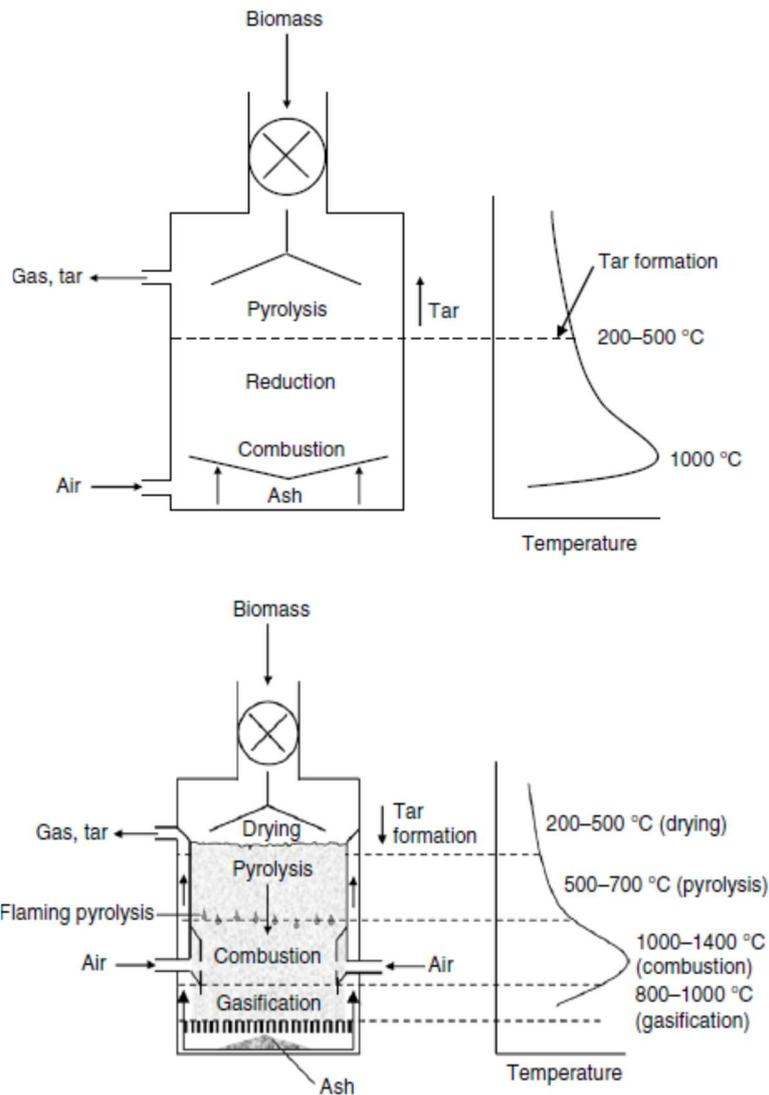


Figura 2.14: andamento della produzione di tar in un gassificatore updraft (sopra) e downdraft (sotto).

2.2.2 Rimozione del tar

La rimozione del tar può avvenire in due modi:

- riduzione del tar in-situ (o primaria) in cui si evita la formazione del tar direttamente nel gassificatore;
- riduzione post-gassificazione (o secondaria) che tende ad eliminare il tar già formato dal flusso di syngas ottenuto.

La riduzione primaria è effettuata in vari modi e poiché avviene internamente al gassificatore influenza la qualità del syngas prodotto, contrariamente a quanto si verifica nella riduzione secondaria. A volte è necessaria la combinazione di entrambi i tipi di riduzione allo scopo di eliminare il tar ai livelli desiderati mantenendo al contempo una sufficiente qualità del syngas prodotto.

2.2.2.1 Riduzione primaria del tar

La riduzione del tar in situ viene effettuata modificando le condizioni operative nel gassificatore come riportato nel paragrafo precedente oppure convertendo il tar in un altro prodotto prima che lasci il gassificatore. Le più importanti reazioni per la distruzione del tar sono:

- il reforming;
- il cracking termico;
- il cracking con vapore.

Questi sono processi che permettono comunque di recuperare il contenuto termico del tar trasferendolo alle più piccole molecole gassose che si formano in tali reazioni. In questi processi occorre fornire calore esternamente o internamente consentendo un certo grado di combustione nel reattore. In ogni caso si introduce una penalizzazione energetica al processo.

Cracking termico:

In questo processo si ha la decomposizione delle molecole di tar attraverso l'esposizione del gas da purificare ad elevata temperatura ($>1100^{\circ}\text{C}$). Questa temperatura è molto più alta rispetto alla temperatura di uscita del syngas dal reattore, è necessario un riscaldamento di quest'ultimo, rendendo il cracking termico sfavorevole dal punto di vista energetico [4]. Questa tecnica di rimozione non richiede però additivi o catalizzatori.

Il grafico di seguito riporta la percentuale di conversione del benzene C_6H_6 , toluene (C_7H_8) e naphthalene C_{10}H_8 , in funzione dell'incremento di temperatura

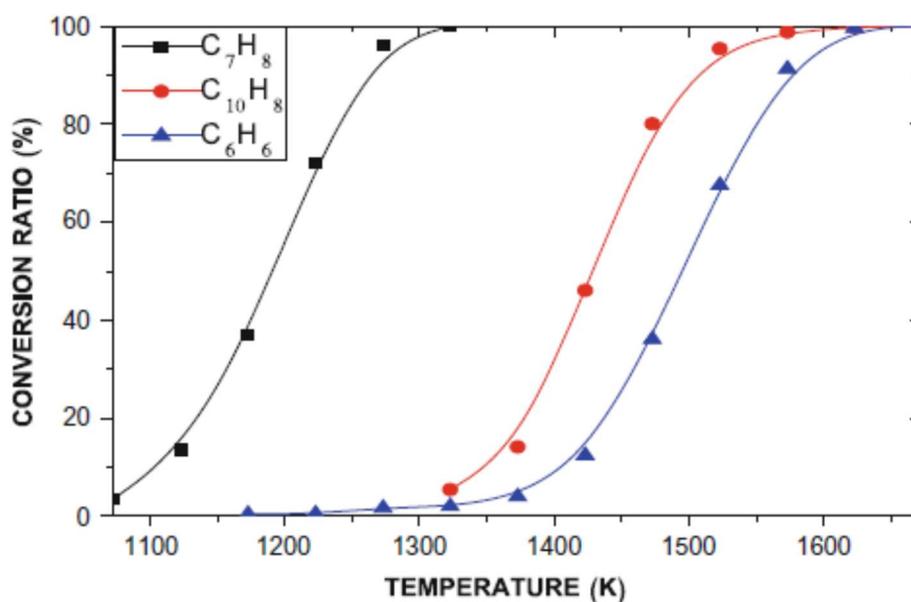
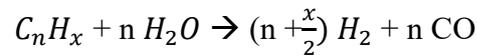
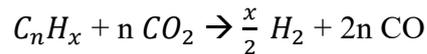


Figura 2.15: percentuale di conversione del benzene, toluene e naftalene, in funzione dell'incremento di temperatura [6].

Steam Reforming (STR): la reazione globale che avviene è la seguente [4]. Il tar, rappresentato dalla composizione chimica C_nH_x reagisce con vapore e si ha la formazione di idrogeno e monossido di carbonio; il vapore può essere introdotto anche direttamente nel gassificatore:



Dry reforming: simile allo steam reforming, le molecole di tar in questo caso reagiscono con anidride carbonica. La reazione globale che avviene è la seguente:



Conversione catalitica: la conversione catalitica del tar avviene a temperature inferiori a 900°C. Il catalizzatore può essere utilizzato sia nel gassificatore stesso, che in un reattore secondario, il quale presenta il vantaggio di poter mantenere un controllo sulla temperatura più accurato. L'azione dei catalizzatori è quella di accelerare le due reazioni principali di riduzione del tar (steam e dry reforming). Come catalizzatori si possono utilizzare [6]:

- materiali non metallici quali dolomiti, zeoliti e calciti: questi sono relativamente poco costosi e garantiscono buone performance;
- materiali metallici: Nichel, Molibdeno, Cobalto, Platino e Rutenio puri oppure addizionati a silica-allumina;

Utilizzando una combinazione di NiMo/ Al_2O_3 e dolomite, si ha ad esempio una significativa riduzione del toluene nel range di temperatura 50-650°C [6], ma anche molte altre combinazioni di catalizzatori sono state studiate e si possono trovare in letteratura.

2.2.1.2 Riduzione secondaria del tar

La riduzione secondaria tende ad eliminare il tar già formato dal flusso di syngas ottenuto, a differenza della riduzione primaria che punta direttamente a una minor produzione di tar.

Una sezione post-gassificazione di pulizia del syngas può ridurre in modo sostanziale la concentrazione del tar che può essere convertito cataliticamente in gas più utilizzabili come l'idrogeno o semplicemente catturato ed eliminato in diversi modi. I due principali metodi di riduzione del tar in post-gassificazione sono la rimozione fisica e, ancora, il cracking termico o catalitico. Di questi ultimi è già stato parlato del paragrafo precedente mentre la rimozione fisica può essere realizzata tramite cicloni, filtri a barriera, precipitatori elettrostatici ad umido, scrubber ad umido o sali alcalini. La scelta del tipo di processo dipende da alcuni fattori, tra i quali i principali

sono: la concentrazione iniziale di particolato e di tar e la distribuzione granulometrica delle particelle. Quest'ultima, difficile da misurare, è però importante per la scelta corretta del sistema di pulizia. Si riportano le principali metodologie per la riduzione secondaria del tar e anche del particolato e polveri che contiene il syngas:

- 1) Precipitatori elettrostatici ad umido (ESP - Wet electrostatic precipitators) I precipitatori elettrostatici permettono di rimuovere sia il particolato che il tar con un'efficienza superiore al 99% per particelle che hanno una dimensione inferiore a 0.1 μm ; permettono inoltre di rimuovere la maggior parte delle particelle in presenza di temperature superiori a 150°C ma sono molto costosi [12]. I precipitatori elettrostatici sfruttano l'attrazione elettrostatica per separare gli inquinanti presenti nel syngas. Le particelle vengono caricate positivamente o negativamente grazie all'utilizzo di un campo elettrico ad alta tensione (effetto corona). A seguito di questo processo, le particelle caricate elettricamente, si depositano sull'elettrodo di raccolta sulla base del principio secondo il quale le cariche dello stesso segno si respingono, mentre le cariche di segno opposto si attraggono. Il particolato così raccolto viene poi rimosso utilizzando metodologie differenti a seconda della natura dell'inquinante stesso. I precipitatori elettrostatici a umido, a differenza di quelli a secco, rimuovono il tar accumulato agli elettrodi mediante l'utilizzo di acqua
- 2) Filtri a manica: sono costituiti da vere e proprie maniche in tessuto attraverso le quali passa il syngas. I filtri costituiscono in pratica una barriera lungo il percorso del gas sporco ed essendo permeabili al gas sono in grado di catturare il tar ed il particolato che si depositano. Il deposito forma la cosiddetta "torta" la cui porosità diminuisce nel tempo; in tale modo anche le particelle più piccole possono essere catturate Sul filtro possono essere depositati anche i catalizzatori adatti per facilitare i cracking del tar. L'inconveniente maggiore è la caduta di pressione attraverso il filtro che aumenta con il crescere dello spessore del deposito. Occorre quindi prevedere un sistema di pulizia del filtro che solitamente si esegue prevedendo saltuariamente un colpo di pressione in direzione opposta al flusso del gas che scuote il filtro. Un inconveniente è dato dalla condensazione del tar sul filtro che tende a bloccarlo. I filtri ceramici, costosi e delicati, operano solitamente a temperature di 800÷900 °C, mentre quelli a tessuto possono essere usati solo a temperature relativamente basse (< 350 °C).
- 3) Scrubber o torre di lavaggio: il funzionamento delle torri di lavaggio dei gas si basa sul principio dell'assorbimento, ovvero, assorbendo o dissolvendo una sostanza in un liquido. In queste torri il gas da pulire viene introdotto dal basso della colonna e nella sua ascesa incontra il liquido introdotto dall'alto, che avrà una certa composizione in funzione della

sostanza che deve assorbire. Il gas pulito esce poi dalla parte alta della torre, solitamente aspirato da una soffiante.

Negli scrubber Venturi, a differenza delle semplici torri, il gas viene forzato a passare attraverso un tubo di Venturi in cui viene immesso anche il liquido di assorbimento. Le due fasi in questo modo, grazie a un aumento della velocità dei gas, si miscelano energicamente nella gola formando molte goccioline e alti valori di area interfacciale. Lo scrubber Venturi ha tre sezioni: una parte convergente, una gola ed una parte divergente.

Di seguito si riporta uno schema di una torre di lavaggio (a) e di uno scrubber Venturi (b).

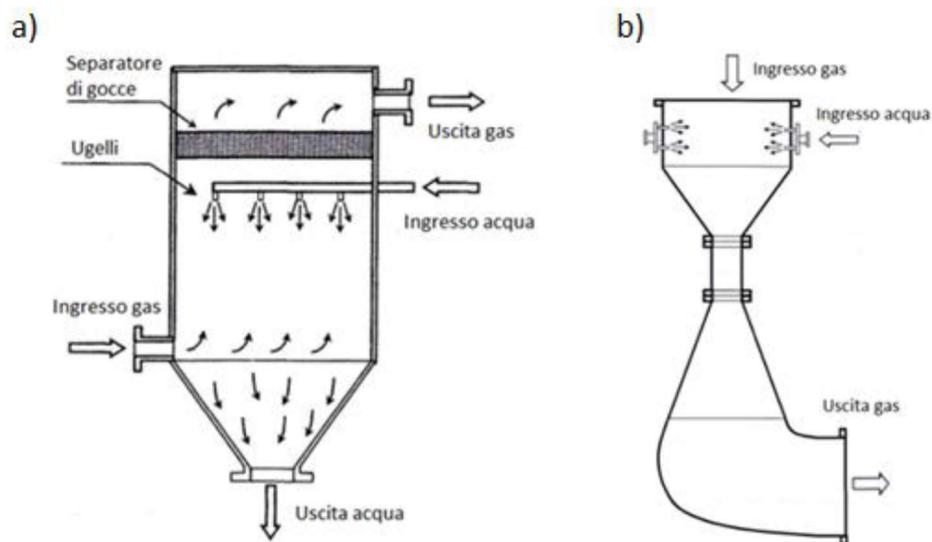


Figura 2.16: schema di una torre di lavaggio (a) e di uno scrubber Venturi (b) [16].

- 4) Cicloni: tale sistema sfrutta la forza centrifuga. I cicloni sono dei sistemi di abbattimento che, senza utilizzo di organi in movimento e sfruttando ingressi opportunamente sagomati, permettono di separare le particelle contaminanti. In particolare, la corrente di gas e polvere viene fatta passare in un sistema composto da due cilindri concentrici. Al gas in entrata viene imposto un moto a spirale nell'intercapedine presente tra i due cilindri, dall'alto verso il basso. I gas potranno poi uscire passando attraverso il cilindro interno, più basso di quello esterno. Le particelle, aventi maggiore inerzia rispetto al gas, tenderanno a sbattere contro le pareti del cilindro più esterno, e a cadere sul fondo del sistema, ove è collocata una tramoggia per il recupero delle polveri. I cicloni non sono molto idonei per la rimozione del tar a causa della viscosità e della natura appiccicosa dello stesso e dall'incapacità di rimuovere gocce e particelle submicroniche.

I sistemi di maggiore efficacia sono i filtri elettrostatici (ESP) che mostrano un'elevata efficienza di rimozione per ogni granulometria ma il loro elevato costo iniziale e di gestione ne precludono l'uso solo in impianti di gassificazione di grande taglia. Relativamente ai filtri a manica, questi hanno la problematica connessa al fatto che sono sensibili a gas aggressivi e all'umidità oltre ad essere soggetti al rischio di intasamento.

I cicloni vengono impiegati per la rimozione delle particelle grossolane dal syngas ad alta temperatura in modo da ridurre il carico inquinante della miscela gassosa, rendendone più efficace la successiva fase di filtraggio realizzata, a temperature minori, dai precipitatori ad umido. I precipitatori ad umido sono impiegati per la rimozione della frazione fine e degli altri composti indesiderati tra cui il tar, i metalli alcalini e i composti gassosi solubili in acqua quali l'ammoniaca [16].

Gli scrubber hanno un'alta efficienza (> 90 %) di rimozione del tar, ma consumano grandi quantità di energia per i grossi ventilatori che sono necessari per vincere le alte perdite di carico. Sono quindi caratterizzati da alti costi d'esercizio, ma bassi costi d'investimento.

Di seguito si riporta una tabella con le principali caratteristiche dei sistemi di rimozione del particolato dal syngas.

Tecnologia	Campo di applicazione [μm]	Efficienza di rimozione [%]	Temperatura massima [$^{\circ}\text{C}$]
Cicloni	>10	80% per $d_p < 20 \mu\text{m}$ 95% per $d_p > 50 \mu\text{m}$	1000
Filtri a manica	>0.5	95-99% per $d_p < 5 \mu\text{m}$	250
Torri di lavaggio	>3	50% per $d_p < 3 \mu\text{m}$ 98% per $d_p > 5 \mu\text{m}$	500
Scrubber venturi	>0.3	90-99% per $d_p < 5 \mu\text{m}$	250
ESP	>0.001	80-99% per ogni d_p	500

Tabella 2.2: principali caratteristiche dei sistemi di rimozione del particolato dal syngas [16]

2.3 Caratteristiche del syngas prodotto e parametri operativi del processo di gassificazione che ne influenzano la composizione

Dopo il processo di gassificazione è importante stabilire le caratteristiche del syngas ottenuto, in particolare la sua composizione, per determinarne il potere calorifico; inoltre il syngas, affinché possa essere utilizzato per la produzione di energia elettrica o termica deve essere privo di qualsiasi impurità, quali polveri e tar.

La composizione del syngas può essere determinata mediante uno strumento, il gascromatografo. La composizione varia in funzione di diversi parametri, dalla geometria del reattore alla tipologia di biomassa gassificata, dal medium utilizzato alle condizioni termodinamiche quali pressione e temperatura; non esiste quindi un syngas prodotto sempre con la stessa composizione [18].

Di seguito si riporta una tabella con la composizione del syngas ottenuto da diverse tipologie di reattori e con l'utilizzo di differenti medium di gassificazione.

Tipo di reattore	Medium	H_2	CO	CO_2	CH_4	N_2	U.M.
Letto fisso (downdraft)	aria	17	21	13	1	48	%vol. su base secca
Letto fisso (downdraft)	ossigeno	32	48	15	2	3	%vol. su base secca
Letto fisso (updraft)	aria	11	24	9	3	53	%vol. su base secca
Letto fluido (bollente)	aria	9	14	20	7	50	%vol. su base secca
Letto fluido (circolante)	aria	14.1	18.7	14.7	3.5	477.7	%vol. su base secca
Letto fluido (circolante)	Vapore	34.2	27.2	22.7	11.1	4.8	%vol. su base secca
Letto fluido (bollente)	vapore	52	23	18	7	-	%vol. su base secca

Tabella 2.3: composizione del syngas ottenuto da letti fissi e fluidi, con l'uso di differenti medium di gassificazione [18]

Il processo di gassificazione è influenzato da diversi parametri operativi e di seguito si riportano i parametri che influenzano la composizione del syngas che si ottiene dal processo.

2.3.1 Le condizioni termodinamiche

Le condizioni termodinamiche influiscono sulla cinetica delle reazioni del processo di gassificazione e quindi sulla composizione e sulle caratteristiche del syngas prodotto; al crescere della temperatura si ha una maggiore efficienza di conversione della biomassa e quindi di produzione di syngas, alla quale è associata una riduzione nella produzione di tar.

L'eliminazione dei tar per via termica è infatti nota come cracking termico ed avviene a temperature superiori ai 1100°C; attraverso questo processo è possibile convertire i tar in idrocarburi di minor peso molecolare.

Si riporta di seguito un'immagine riportante un grafico con l'andamento dei vari composti del syngas in funzione della temperatura, tratta da Treccani.

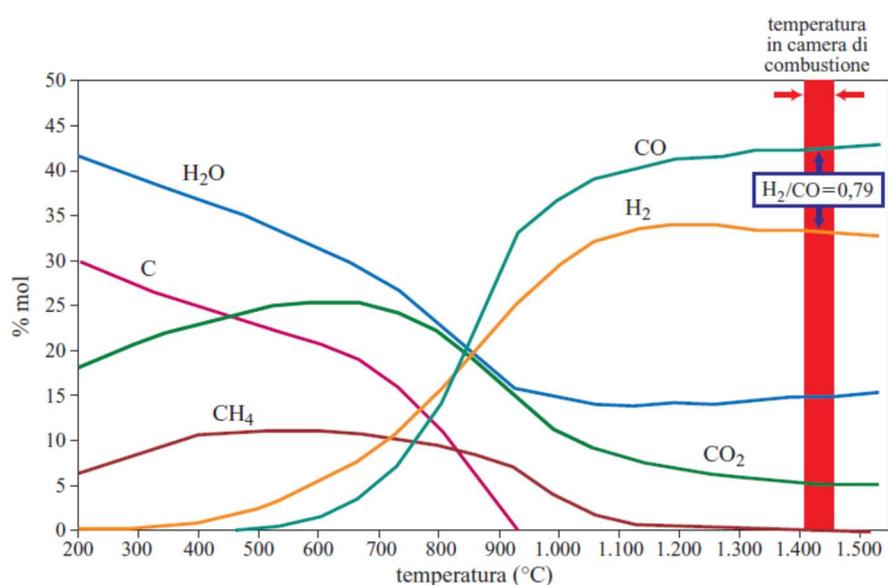


Figura 2.17: effetto della temperatura sulla composizione del syngas

Per temperature al di sopra di 750-800°C si ha un incremento della produzione di idrogeno ed una riduzione di metano a seguito delle reazioni di steam reforming e water-gas. A temperature superiori agli 850-900°C risultano essere preponderanti le reazioni di steam reforming e di Boudouard, favorendo in tal modo la produzione di CO. In generale l'incremento della temperatura favorisce un syngas con elevato contenuto in CO e H₂ e bassa concentrazione di CO₂, H₂O e CH₄ [16], come riportato nel grafico dell'immagine sottostante [18].

Al contrario l'incremento della pressione, variabile fino ai 70 bar in funzione della tecnologia impiegata, favorisce quelle reazioni che avvengono con diminuzione del numero di moli, provocando

quindi, nel syngas, un aumento del contenuto di CO_2 , H_2O e CH_4 ed una riduzione di quello di CO e H_2 . Relativamente invece al contenuto di tar, questo diminuisce all'aumentare della pressione [16].

2.3.2 Il medium di gassificazione

L'agente gassificante normalmente impiegato nel processo di gassificazione è l'aria, ma è possibile ricorrere anche ad altri medium quali miscele ad alto tenore di ossigeno, vapore o anidride carbonica. Il tipo di medium utilizzato influenza in maniera determinante il potere calorifico del syngas, in particolare si possono raggiungere i seguenti valori:

- tra i 4 e i 6 MJ/Nm^3 utilizzando aria;
- tra i 10 e i 15 MJ/Nm^3 utilizzando l'ossigeno
- fino a 20 MJ/Nm^3 utilizzando il vapore [17].

Si evince quindi che l'uso di aria provoca, rispetto agli altri medium, la produzione di un syngas più povero dal punto di vista energetico e ciò è dovuto sia all'elevato contenuto di azoto che si determina nel syngas prodotto, sia in conseguenza dell'avanzamento prolungato delle reazioni di ossidazione, avanzamento necessario per portare lo stesso azoto alle temperature di gassificazione.

Il parametro operativo correlato all'uso di aria come agente ossidante è l'efficiency ratio (ER) tra la portata d'aria introdotta nel reattore di gassificazione e quella richiesta per la combustione stechiometrica della biomassa impiegata e nel processo di gassificazione ER è sempre compreso fra 0.2 e 0.4 [4]. Un incremento della portata di aria determina un aumento della temperatura di processo e quindi un maggior livello di conversione della biomassa implicando in tal modo la riduzione del tempo di permanenza del combustibile. Il valore di ER influenza in maniera importante la quantità e la qualità del syngas prodotto: l'incremento del valore di ER determina una maggiore resa di syngas con un aumento del contenuto di CO_2 , H_2O e CH_4 e da una riduzione della concentrazione di CO e H_2 [16].

Un altro medium utilizzabile è il vapore. Il parametro operativo connesso all'impiego di vapore è il rapporto (S/B) ovvero il rapporto tra la quantità di vapore introdotta nel reattore e la biomassa. L'uso di vapore come medium provoca l'aumento della pressione parziale dell' H_2O all'interno della camera di gassificazione favorendo in tal modo le reazioni di water gas, water gas shift e di reforming del metano con conseguente aumento della produzione di H_2 , ciò purché si operi a temperature superiori ai 750-800°C.

All'aumentare del rapporto S/B si ha un incremento dell'efficienza di conversione della biomassa, una riduzione nella produzione di tar e un syngas caratterizzato da un aumento del contenuto di CO_2 , H_2O e H_2 ed una diminuzione della concentrazione di CO e CH_4 [16].

L'uso del vapore può essere combinato con quello dell'ossigeno, in tal caso il parametro operativo di riferimento (GR) è dato dalla quantità della miscela gassosa introdotta nel reattore rispetto a quella della biomassa.

Nella tabella seguente sono mostrati gli effetti dei parametri ER, GR, e S/B, sulle caratteristiche energetiche e composizione del syngas ottenuto dalla gassificazione di cippato di pino in un reattore a letto fluido bollente [18].

Parametro	Aria (ER =0.3)	Vapore o O_2 (GR=0.9)	Vapore (S/B=0.9)
H_2 [%vol]	8-10	25-30	53-54
CO [%vol]	16-18	43-47	21-22
PCI [MJ/m^3]	4.5-6.5	12.5-13	12.7-13.3

Tabella 2.4: caratteristiche su base secca del syngas prodotto dalla gassificazione di cippato di pino in un reattore a letto fluido bollente, con differenti agenti gassificanti [18]

2.3.3 L'influenza della biomassa

Le proprietà della biomassa influiscono in maniera importante sull'efficacia del processo di gassificazione e sui relativi prodotti. In tal senso sono importanti sia i trattamenti adibiti a rendere la biomassa adeguata al processo in termini di granulometria ed umidità sia la tipologia e la composizione della biomassa impiegata [16].

L'influenza dell'umidità e della granulometria:

La biomassa impiegata nei processi di gassificazione è di norma caratterizzata da un contenuto di umidità inferiore al 15% ed una granulometria variabile, funzione della tecnologia di conversione impiegata, in genere compresa in un intervallo tra 20 e 80 mm.

Tenori di umidità superiori al 30% provocano problemi connessi all'avvio del processo oltre a determinare un gas con un basso potere calorifico in relazione al fatto che parte del calore prodotto viene impiegato per l'evaporazione dell'eccessivo tenore di umidità. Un elevato contenuto di umidità riduce la temperatura raggiunta nella zona di ossidazione, causando a sua volta la rottura incompleta degli idrocarburi rilasciati dalla zona di pirolisi.

Altresì l'aumento dei livelli di umidità in corrispondenza della presenza di CO nel gas favorisce la produzione di H_2 mediante la reazione di water gas shift e, per idrogenazione diretta, l'incremento del contenuto di CH_4 nel gas; tuttavia il guadagno in termini di H_2 e CH_4 non compensa la perdita di energia dovuta al minor contenuto di CO e al basso potere calorifico che caratterizzano il syngas ottenuto [17].

Relativamente alla granulometria della biomassa, al diminuire delle dimensioni delle particelle e ad un incremento della loro porosità, e quindi ad una maggiore superficie per unità di massa a disposizione per interagire con l'agente gassificante, si ha una maggiore velocità di trasferimento di calore alla biomassa, una sua maggiore efficienza di gassificazione e quindi di conversione del carbonio. Ad una riduzione delle dimensioni delle particelle è associato un incremento di produzione di gas combustibili quali CH_4 e CO, con conseguente incremento del potere calorifico del syngas prodotto [16].

L'influenza della tipologia del combustibile e della composizione della biomassa:

I prodotti del processo di gassificazione sono fortemente influenzati dai costituenti della biomassa quali cellulosa, emicellulosa e lignina. Da questo punto di vista la cellulosa mostra una maggiore efficienza di conversione rispetto alla lignina.

La gassificazione della cellulosa, rispetto a quella della lignina, produce un syngas con una resa maggiore in termini di CO e CH_4 e minore relativamente a CO_2 e H_2 [16].

Il contenuto di ceneri, che risulta essere di norma molto basso, ha un ruolo determinante nella possibilità di impiego della biomassa stessa, soprattutto in caso di presenza di metalli alcalini come il potassio o alogenuri metallici come il cloro. Tali componenti possono infatti dare luogo, durante il processo, all'interno dei gassificatori, a malfunzionamenti e a fenomeni di corrosione.

Di particolare rilievo è la problematica connessa al superamento della temperatura di fusione delle ceneri, intorno ai 1100°C , che si può verificare durante la fase di ossidazione. In tal caso le ceneri, fondendo tra loro, generano agglomerati inerti con dimensioni tali da poter provocare problemi di intasamento nel sistema di gassificazione [17].

2.4 Tipologie di gassificatori

I sistemi di gassificazione sono classificati in funzione del loro assetto fluidodinamico ovvero in base alla modalità di contatto gas-solido. In tal senso esistono tre differenti tecnologie di gassificazione: a letto fisso, a letto fluido e a letto trascinato ognuna delle quali differisce dall'altra in relazione al tipo di alimentazione e granulometria del combustibile, alle condizioni termodinamiche e al medium impiegato oltre che al possibile campo di applicazione.

I sistemi di gassificazione sono classificati in funzione del loro assetto fluidodinamico ovvero in base alla modalità di contatto gas-solido. In tal senso esistono tre differenti tecnologie di gassificazione: a letto fisso, a letto fluido e a letto trascinato ognuna delle quali differisce dall'altra in relazione al tipo di alimentazione e granulometria del combustibile, alle condizioni termodinamiche e al medium impiegato oltre che al possibile campo di applicazione.

In questo paragrafo si mostreranno le diverse tipologie di reattori gassificatori disponibili ad oggi nello stato dell'arte. Le diverse tipologie sono riportate nello schema di seguito.

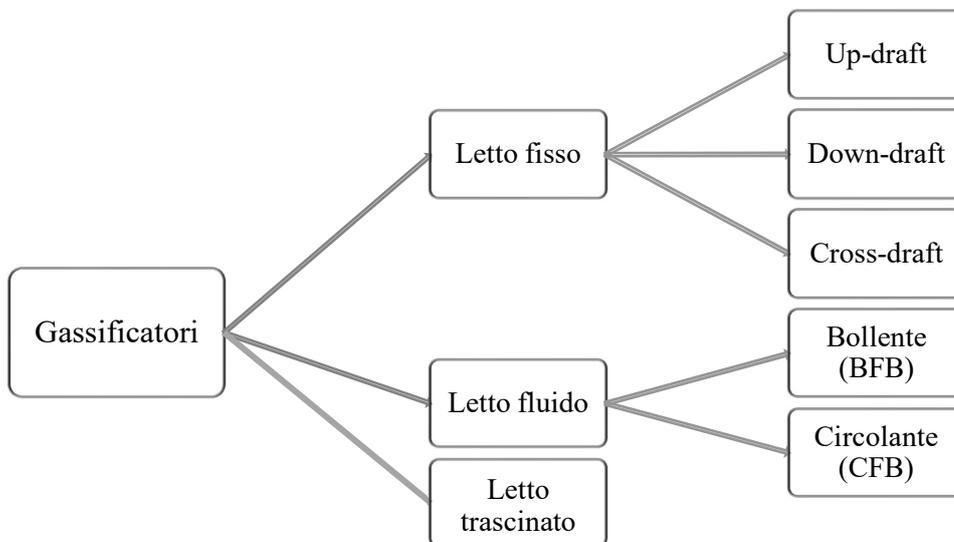


Figura 2.18: tipologie di gassificatori presenti nello stato dell'arte

2.4.1 Gassificatori a letto fisso

I sistemi a letto fisso sono caratterizzati dal fatto che il combustibile, inserito dalla sommità del reattore, fluisce dall'alto verso il basso, sino al raggiungimento di una griglia. L'aria di gassificazione può essere immessa con differenti modalità in funzione delle quali si hanno differenti configurazioni: updraft, downdraft e crossdraft.,

Il principale vantaggio di questo tipo di tecnologia è la sua semplicità costruttiva e di gestione; tuttavia sia la miscelazione della biomassa che il trasferimento di calore sono abbastanza limitati rendendo,

in tal modo, difficoltosa una distribuzione uniforme del combustibile, della temperatura e della composizione del gas, con il rischio di formazione di agglomerati da parte del combustibile [4]. Si riporta di seguito una tabella con le caratteristiche dei gassificatori a letto fisso ad aria e alimentati con biomassa legnosa [4].

Parametro	Updraft	Downdraft	Crossdraft
Granulometria combustibile (mm)	5 - 50	3 - 4	0,05 - 0,1
Tenore idrico massimo (%)	60	25	20
T gas in uscita (°C)	200 - 400	700	1250
Contenuto di tar nel gas (g/Nm ³)	30 - 150	0,015 - 3	0,01 - 0,1

Figura 2.19: caratteristiche dei gassificatori a letto fisso ad aria e alimentati con biomassa legnosa [4]

2.4.1.1 Gassificatore a letto fisso up-draft

In un gassificatore di tipo updraft, come quello riportato nella figura sotto, l'aria (oppure ossigeno o vapore) si muove in controcorrente, dal basso verso l'alto, rispetto al combustibile. Il syngas fuoriesce dalla parte alta del reattore mentre l'aria entra dalla parte bassa, al di sotto di una griglia, venendo in tal modo a contatto con il letto incandescente delle ceneri [4].

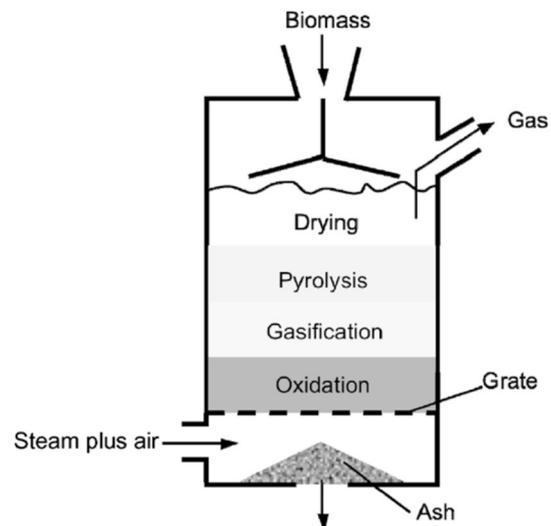


Figura 2.20: gassificatore a letto fisso, up-draft [4]

2.4.1.2 Gassificatore a letto fisso down-draft

I gassificatori di tipo down-draft sono reattori equicorrenti. L'aria viene introdotta mediante opportuni ugelli, all'interno del letto, ad una certa altezza, superiormente alla zona di combustione caratterizzata

da temperature comprese tra i 1200°C e i 1400°C. Il gas prodotto fluisce verso il basso e fuoriesce dopo aver attraversato il letto di ceneri calde, ovvero una zona a temperatura tale da disporre di condizioni favorevoli per il cracking termico, ottenendo quindi un syngas con un ridotto contenuto di tar [4].

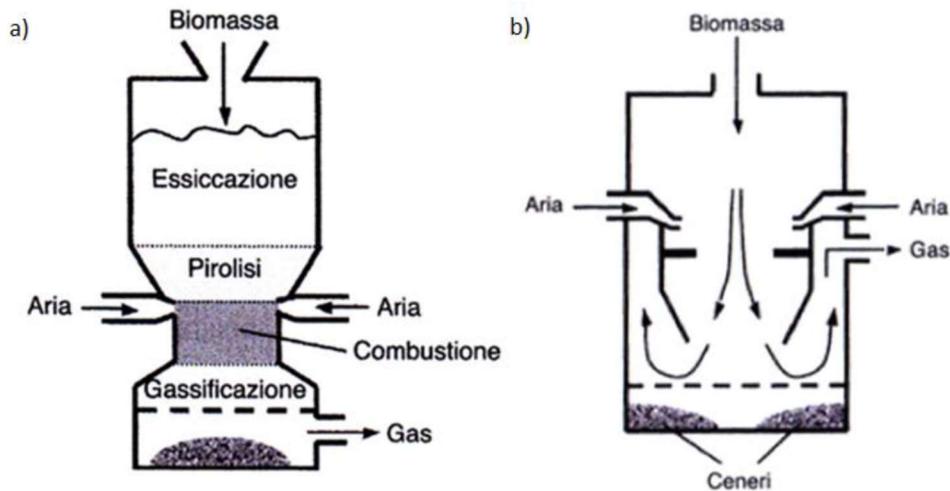


Figura 2.21: gassificatore a letto fisso down-draft con reattore a gola (a) e di tipo Imbert (b), [4]

2.4.1.3 Gassificatore a letto fisso cross-draft

I gassificatori crossdraft sono del tipo equicorrente con l'aria immessa lateralmente mediante un apposito ugello posto al di sopra della griglia. Di fronte all'ugello si genera la zona di combustione con temperature superiori ai 1500°C. Il syngas viene prelevato lateralmente, in posizione opposta al punto di ingresso dell'aria, ed è caratterizzato da un limitato contenuto di tar [4].

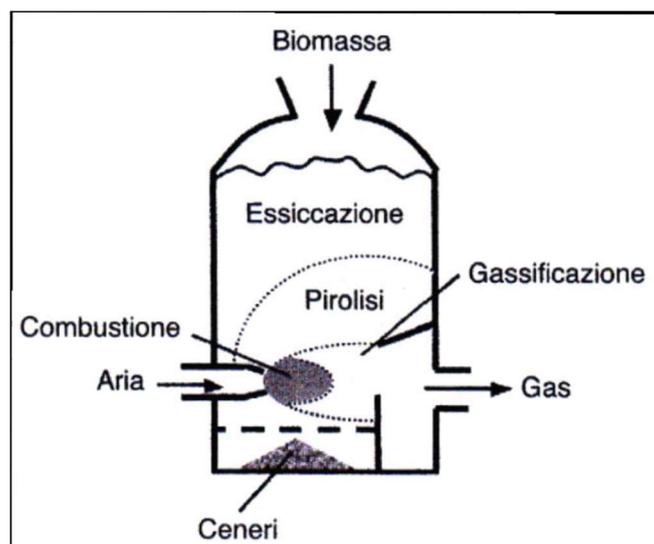


Figura 2.22: gassificatore a letto fisso cross-draft [4]

2.4.2 Gassificatori a letto fluido

Questi gassificatori sono caratterizzati dalla presenza di uno strato di solidi granulari, di norma sabbia, che, per contatto, riscaldano rapidamente, fino alla temperatura del letto, le particelle di combustibile introdotte e mantenute in sospensione per mezzo del flusso dell'agente gassificante immesso ad una appropriata velocità detta di fluidizzazione.

I gassificatori a letto fluido sono caratterizzati da un eccellente grado di miscelazione gas-solidi e da un'elevata inerzia termica del letto, fattori che rendono questa tecnologia abbastanza indifferente alla qualità del combustibile impiegato, inoltre l'uniformità della temperatura riduce il rischio di agglomerazione del combustibile.

Tali sistemi operano in un intervallo di temperature comprese tra gli 800°C e i 1000°C, evitando in tal modo il fenomeno di fusione e agglomerazione delle ceneri ma hanno la problematica connessa alla produzione di un syngas con elevato contenuto di particolato. Le pressioni di funzionamento possono variare da quella atmosferica fino ai 30 bar [4].

2.4.2.1 Gassificatori a letto fluido bollente

Nei gassificatori a letto fluido bollente il combustibile viene introdotto dalla sommità o lateralmente mentre l'aria viene introdotta dal fondo del reattore, attraverso una griglia, generando bolle che fluidizzano il letto mediante un flusso a pistone. La velocità di fluidizzazione varia in un intervallo compreso tra 0,5 e 1 m/s e determina un limitato asporto di materiale solido che viene comunque recuperato per mezzo di un ciclone [4].

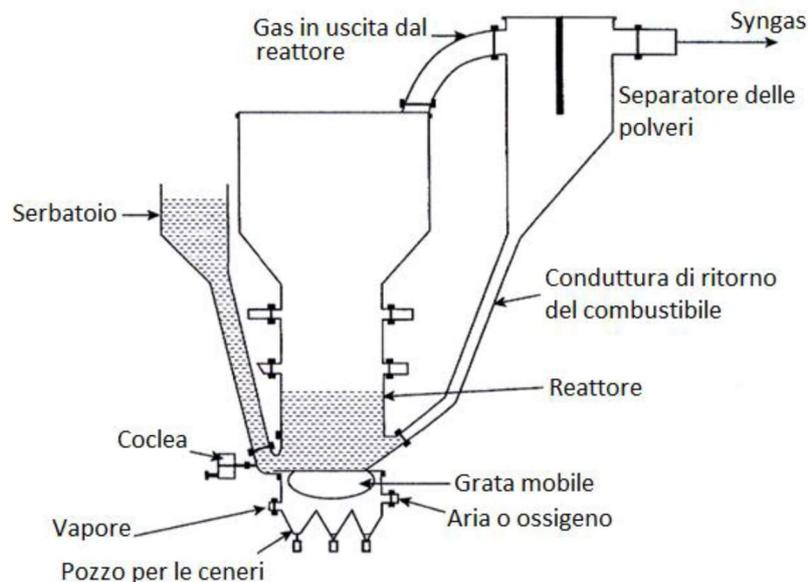


Figura 2.23: gassificatore a letto fluido bollente [4]

2.4.2.2 Gassificatori a letto fluido circolante

I gassificatori a letto fluido circolante, a differenza dei precedenti, sono caratterizzati da una maggiore velocità di fluidizzazione, variabile tra i 3,5 e i 5,5 m/s e che determina un continuo riciclo di materiale solido, un'intensa miscelazione gas-solidi ed un maggiore tempo di residenza delle particelle di biomassa all'interno del reattore.

Il gas e il materiale solido in uscita dal reattore attraversano un ciclone dal quale, mediante una condotta di ritorno, i solidi vengono catturati e rimessi in circolo alla base del reattore [4].

Si riporta un'immagine di tale tipologia di gassificatore di seguito.

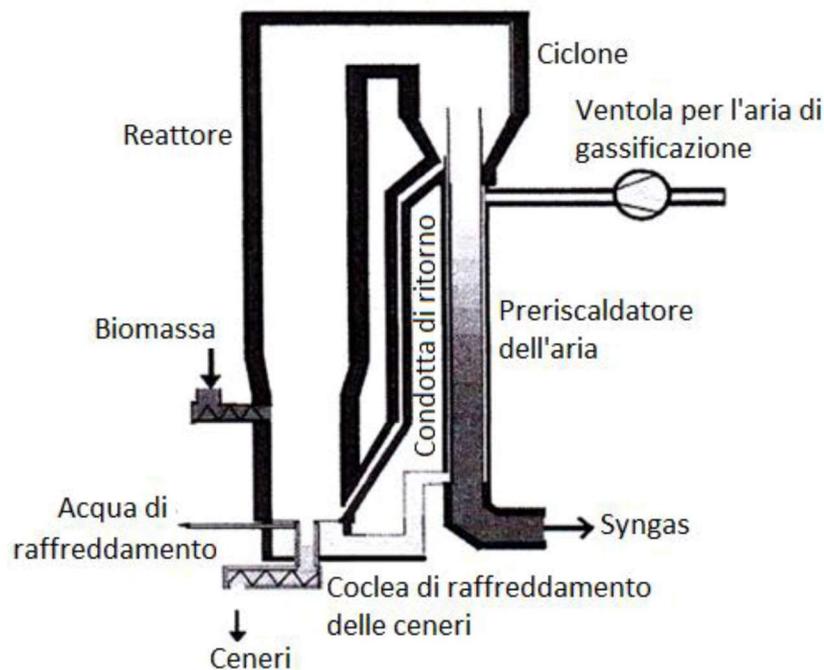


Figura 2.24: schema di un gassificatore a letto fluido circolante [4]

2.4.3 Gassificatori a letto trascinato

La tecnologia dei sistemi a letto trascinato è difficilmente applicabile alle biomasse in quanto, dato il breve tempo di residenza del combustibile, questo deve essere polverizzato al fine di un suo efficace impiego e la polverizzazione di particelle fibrose, quali sono quelle delle biomasse vegetali, è un procedimento difficoltoso. A ciò va aggiunta la problematica connessa al fatto che le ceneri della biomassa, una volta fuse a causa dell'elevata temperatura di processo, mostrano un'elevata aggressività nei confronti del rivestimento refrattario del gassificatore.

I sistemi a letto trascinato sono caratterizzati da pressioni di funzionamento comprese tra i 20 e i 70 bar mentre le temperature, generalmente superiori ai 1000°C, possono giungere sino ai 2500°C, permettendo di ottenere un gas privo di tar e con una concentrazione di metano molto bassa. Questa tecnologia è anche caratterizzata da tassi di conversione del carbonio estremamente elevati [11].

I gassificatori a flusso trascinato sono reattori cilindrici equicorrenti dove il combustibile polverizzato viene trascinato dall'aria all'interno del reattore. Sono possibili due configurazioni: top-fed con flusso verso il basso e side-fed con flusso verso l'alto. Nella prima configurazione il combustibile polverizzato e gli agenti gassificanti sono introdotti, attraverso un ugello, dalla parte alta del reattore mentre il prelievo del gas avviene lateralmente, dalla parte bassa del reattore.

Nel secondo caso il combustibile polverizzato e gli agenti gassificanti sono iniettati mediante ugelli orizzontali posti nella sezione inferiore del reattore mentre il gas viene prelevato dalla parte alta.

2.5 Criteri per la valutazione delle performance di un gassificatore

I criteri da analizzare per una corretta valutazione di un impianto gassificatore sono i seguenti [10]:

- 1) Conversione del carbonio
- 2) Rendimento del processo
- 3) Caratteristiche del gas prodotto

2.5.1 Conversione del carbonio

Il parametro di conversione del carbone permette di conoscere qual è il rateo di utilizzazione della biomassa. Si determina mediante la formula [10]:

$$\text{Carbon Conversion \%} = \left(1 - \frac{m_{ash} * \%C_{ash} / 100}{m_{biomass} * \%C_{biomass} / 100} \right) * 100\%$$

Con:

- m_{ash} = portata di ceneri residue dopo il processo [kg/h]
- $\%C_{ash}$ = percentuale in peso di carbonio nelle ceneri residue [%]
- $m_{biomass}$ = portata di biomassa gassificata [kg/h]
- $\%C_{biomass}$ = percentuale in peso di carbonio nella biomassa gassificata [%]

Una combustione incompleta è essenziale per produrre un syngas ricco in H_2 e CO a scapito di CO_2 e H_2O . D'altro lato però una combustione incompleta può portare a una riduzione dell'efficienza del sistema e delle ceneri residue.

2.5.2 Rendimento del processo

Relativamente al processo di gassificazione possono essere definiti diversi rendimenti, tra i quali:

1) Rendimento energetico (cold gas efficiency):

questo valore lo si ottiene considerando il solo processo di conversione della biomassa ed è dato dal rapporto fra l'energia chimica ottenibile dal syngas e quella ottenibile dalla biomassa in input. Questo viene espresso dalla seguente formula:

$$\eta_e = \frac{LHV_{gas} * f_{gas}}{LHV_{biomass} * f_{biomass}} * 100\%$$

Con:

- LHV_{gas} = potere calorifico inferiore del syngas prodotto [kJ/m^3]
- $LHV_{biomass}$ = potere calorifico inferiore della biomassa gassificata [kJ/m^3]
- f_{gas} = portata di syngas prodotto [m^3/h]
- $f_{biomass}$ = portata di biomassa gassificata [m^3/h]

Il valore del rendimento energetico solitamente varia fra il 60% e il 75% e dipende da proprietà della biomassa, agente gassificante, tipologia di reattore e condizioni operative [10].

In caso di sfruttamento anche del calore del syngas attraverso un recuperatore, la quota parte di energia recuperata viene inserita nell'espressione del rendimento, ottenendo l'hot gas efficiency definita come:

$$\eta_{e,hot,eff} = \frac{(LHV_{gas} * f_{gas}) + (f_{gas} * \rho_{gas} * c_p * \Delta T)}{LHV_{biomass} * f_{biomass}} * 100\%$$

dove:

- ρ_{gas} = densità del syngas [kg/m^3]
- ΔT = differenza di temperatura fra il gas prodotto e il combustibile in ingresso
- C_p = calore specifico del syngas [$\text{kJ}/(\text{kg K})$]

2) Rendimento termico: è un indice della potenza generata dal sistema, che viene comparato con l'energia contenuta nella biomassa. Tale efficienza è definita come:

$$\eta_t = \frac{P_{net}}{M_{biomass} * LHV_{biomass}}$$

Dove P_{net} [MW] è la potenza netta prodotta dalla turbina o motore alimentati con il syngas prodotto [10].

3) Rendimento exergetico:

il rendimento energetico presenta alcuni svantaggi quali il fatto che non considera il contenuto energetico ancora presente nel char non convertito, non considera le variazioni di entropia e dovrebbe considerare tutti gli scambi di calore; per questo risulta spesso più utile effettuare l'analisi exergetica.

Questa permette di analizzare il processo di gassificazione utilizzando il principio di conservazione della massa, il principio di conservazione dell'energia e la seconda legge della termodinamica. L'efficienza exergetica è definita come [10]:

$$\Psi = \frac{n_{gas} * (e_{ch,gas} + e_{ph,gas})}{e_{ch,biomass} + n_{air} * e_{air}} * 100\%$$

Con:

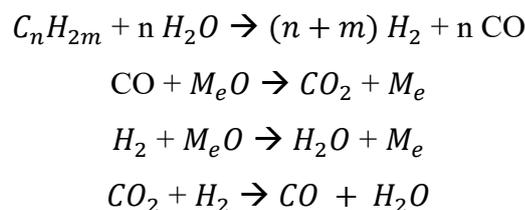
- n_{gas} = quantità di syngas prodotto [kmol]
- n_{air} = quantità di aria utilizzata per la gassificazione [kmol]
- $e_{ch,gas}$ = exergia chimica del syngas [kJ/kmol]
- $e_{ph,gas}$ = exergia fisica del syngas [kJ/kmol]
- e_{air} = exergia dell'aria [kJ/kmol]

2.5 Sviluppi futuri della gassificazione

La gassificazione, nata nel XVIII secolo, continua a essere una valida tecnologia per lo sfruttamento energetico sia delle biomasse che del carbone e si continua a studiare il processo per ottenere risultati sempre migliori.

Fra le nuove tecnologie che sono ancora in fase di studio vi è la Chemical Looping Gasification (CLG) [6], tecnologia nella quale rispetto alla gassificazione classica non si ha come agente gassificante l'aria, ma ossidi metallici, che forniscono l'ossigeno necessario alle reazioni di parziale ossidazione. Il processo avviene in due o tre reattori in serie denominati: air reactor, fuel reactor e steam reactor (non sempre presente).

Le reazioni che coinvolgono gli ossidi metallici sono le seguenti [6]:



Le reazioni invece di riduzione rimangono invariate e sono:

- | | | |
|---|--|---------------|
| a. Reazione di Boudouard: | $C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$ | + 172 MJ/kmol |
| b. Reazione acqua-gas (water gas reaction): | $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ | + 131 MJ/kmol |
| c. Reazione di CO-shift: | $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ | - 42 MJ/kmol |
| d. Reazione di reforming del metano: | $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO_2 + 3 H_2$ | + 206 MJ/kmol |
| | $CH_4 + 2 H_2O \leftrightarrow CO_2 + 4 H_2$ | + 165 MJ/kmol |

La biomassa è un materiale che bene si presta all'utilizzo in questa tecnologia. Utilizzando ad esempio legno di pino, e temperature operative di 800°C, si è ottenuto un syngas con PCI pari a 189.49 kJ/kmol [6].

Un'altra tecnologia che negli ultimi anni è stata accompagnata alla gassificazione è la tecnologia plasma, applicato in particolare allo smaltimento dei rifiuti. I gassificatori al plasma sono dotati di una torcia al plasma, la quale permette la fusione e successiva vetrificazione dei rifiuti, ottenendo come materiale di risulta delle scorie vetrificate della grandezza di qualche centimetro, che possono essere riutilizzate in ambito edilizio.

Un altro possibile sviluppo legato alla gassificazione di biomassa è quello legato alla produzione di idrogeno. L'idrogeno rappresenta un'importante vettore energetico che può essere considerato "eco-friendly" se ottenuto da fonte rinnovabile quale la biomassa. Gassificando la biomassa utilizzando come agente gassificante il vapore viene favorita la produzione di idrogeno e l'anidride carbonica prodotta durante il processo può poi essere catturata a valle del processo.

L'idrogeno può essere poi utilizzato per ottenere energia elettrica attraverso le fuel cell o nell'ambito dei trasporti con i veicoli a idrogeno, ma ancora innumerevoli sono i problemi da risolvere in quest'ultimo campo.

Quest'ultima breve trattazione vuole concludere il capitolo dimostrando come la gassificazione può avere sviluppi non solo nella produzione di syngas, ma anche in altri campi quale quello dello smaltimento dei rifiuti o della produzione di idrogeno; si vuole inoltre mostrare come non sia una tecnologia asintotica, ma ancora oggetto di sviluppo nei classici campi della gassificazione di biomassa o carbone, ma anche in campi innovativi quali le tecnologie plasma e la produzione di idrogeno.

3. ANALISI DELL'IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE

Nel seguente capitolo viene presentato l'impianto di gassificazione di cippato di legno dell'azienda Curti Costruzioni Meccaniche spa, attualmente in comodato d'uso gratuito presso un Loro cliente. Durante il periodo di tirocinio svolto per l'elaborazione di questa Tesi ho effettuato un sopralluogo personalmente presso l'impianto per vederlo, comprenderne il funzionamento e analizzarne i diversi componenti.

Tale impianto produce syngas, il quale viene inviato a un motore endotermico per la produzione di energia elettrica e termica. Vi è inoltre un recupero di energia termica mediante uno scambiatore di calore ad aria per il raffreddamento dei prodotti della gassificazione in uscita dal reattore.

L'impianto in questione, figlio di un impianto sperimentale, è stato installato a fine marzo 2018 e in questi mesi è stato oggetto di alcune modifiche impiantistiche. Gli ultimi interventi hanno riguardato la sostituzione del gruppo motore, la gestione del software e la gestione del parallelo con la rete; il motore da 20 kW precedentemente installato è stato sostituito con uno da 50 kW per andare in contro alle esigenze del cliente e sviluppare un impianto a maggior produzione di energia.

Grazie agli ultimi interventi si è ottenuto un processo perfettamente funzionante; attualmente vengono invece effettuate sull'impianto prove di durata e stress meccanico.

L'impianto non ha ancora un funzionamento continuo, ma viene acceso solo in giornate specifiche nelle quali si effettuano prove sul suo funzionamento. Queste prove sono fondamentali per valutare l'effettiva bontà del processo, fino al raggiungimento di un funzionamento continuativo, stabile e ad alto rendimento. Durante tali prove, vengono rendicontate diverse grandezze quali: i flussi di massa entranti e uscenti dall'impianto, temperatura e pressione in diversi punti dell'impianto, il numero di azionamenti dei motori elettrici e delle valvole pneumatiche e si rileva la quantità di energia elettrica e termica che si riescono a produrre.

Il syngas prodotto dal gassificatore può però essere inviato al gruppo motore-alternatore solo se presenta determinate caratteristiche; se non presenta tali caratteristiche, viene combusto mediante una torcia e non si ha quindi produzione di energia. Essendo l'impianto ancora oggetto di modifiche e

prove di durata e stress meccanico, non si ha ancora una produzione di energia elettrica e termica e in diverse prove la produzione è ancora nulla. Solo durante una prova, quando ancora era installato il motore da 20 kW, si era raggiunta una produzione di energia elettrica (non continuativa) pari a 5 kW. Si prevede però di poter mettere in produzione l'impianto nel corso dei prossimi mesi.

Dell'impianto introdotto sopra verranno analizzate in questo capitolo le varie parti, dai componenti atti alla generazione del syngas, a quelli per la produzione elettrica e al recupero termico. Verranno inoltre analizzati i componenti di impianto ausiliari e la strumentazione di misura su esso installata.

Nell'ultimo paragrafo si riporterà invece l'andamento delle grandezze rendicontate durante una prova di funzionamento dell'impianto, quali temperature, pressioni, azionamenti di motori e valvole e flussi di massa; tali dati saranno poi utilizzati come dati di input per l'esecuzione del bilancio energetico e di massa dell'impianto, che sarà riportato nel capitolo quattro.

3.1 Il P&I dell'impianto di gassificazione

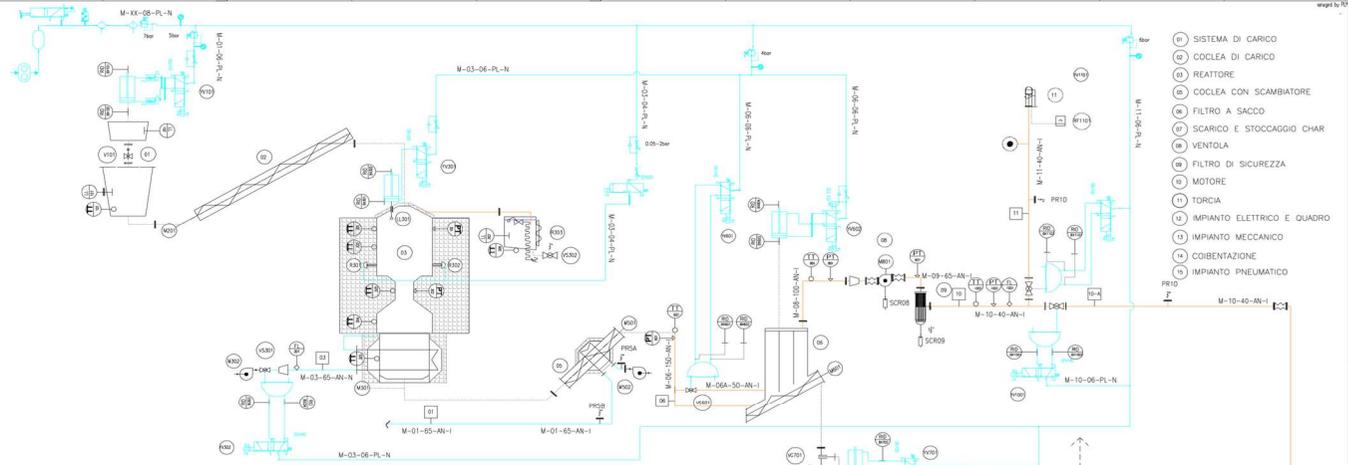
Il Piping and Instrumentation Diagram o Process and Instrumentation Diagram (abbreviato con P&ID o P&I) è un disegno di impianto che mostra le interconnessioni tra le apparecchiature di processo, il sistema delle tubazioni di interconnessione e la strumentazione per il controllo del processo stesso.

I diagrammi P&I sono disegnati utilizzando simboli e modalità di identificazione funzionale degli strumenti, definiti da enti nazionali. Si fa riferimento alla simbologia definita da ANSI (American National Standards Institute) e ISA (Instrumentation, Systems and Automation Society) adatta a descrivere strumentazione e sistemi di controllo per industria chimica, petrolifera, generazione energia e altre industrie di processo. Il P&I di un impianto deve quindi contenere:

- le apparecchiature meccaniche
- tutte le valvole di processo
- tubazioni (piping)
- spurghi, drenaggi, linee per campionamento, raccorderia
- direzione dei flussi di massa
- interconnessioni fra i sistemi
- strumentazione di controllo e di misura

Si riporta di seguito il P&I dell'impianto di gassificazione in esame, con l'indicazione di tutti i simboli in esso utilizzati.

SIMBOLO	ABBREV.	DESCRIZIONE APPARECCHIATURA
	RC	RECUPERATORE DI CALORE
	FS	FIAMMA PILOTA
	TR	TRAMOGGIA
	FC	FILTRO A CARTUCCE PER GAS
	CO	COCLEA
	ME	MOTORE ELETTRICO
	T	TORCIA
	F	FLANGIA
	VC	VENTILATORE CENTRIFUGO
	GA	GIUNTO ANTIVIBRANTE IN METALLO/TELA/GOMMA
	VG	VALVOLA A SFERA PER GAS
	VR	VALVOLA DI RITEGNO
	R	RISULTAZIONE SONICO
	RT	RACCORDO A T
	RP	REGOLATORE DI PRESSIONE
	RPR	RIDUTTORE DI PRESSIONE
	SCVR	SCARICATORE DI CONDENZA CON VALVOLA DI RITEGNO INTEGRATA
	RG	RUBINETTO A GALLEGGIANTE
	VP	VALVOLA A PISTONE CON AZIONAMENTO PNEUMATICO
	TG	TUBO IN GOMMA O MATERIALE FLESSIBILE
	VG	VALVOLA A DINGHOTTINA
	PPD	PISTONE PNEUMATICO A DOPPIO EFFETTO
	PPSR	PISTONE PNEUMATICO A SINGOLO EFFETTO CON RITORNO A MOLLA
	YVM	EV ELETTROPNEUMATICA MONOSTABILE A 2 POSIZIONI, 5 VIE CON RITORNO A MOLLA
	YVB	EV ELETTROPNEUMATICA BISTABILE A 2 POSIZIONI, 5 VIE
	FR	FILTRO RIDUTTORE DI ALIMENTAZIONE PER ARIA (EDI 30-07-53)
	PCV	REGOLATORE DI FLUSSO UNIDIREZIONALE
	RP	RIDUTTORE DI PRESSIONE
	VNR	VALVOLA DI NON RITORNO A MOLLA
	RFF	REGOLATORE DI FLUSSO FINE
	YVT	EV ELETTROPNEUMATICA MONOSTABILE A 2 POSIZIONI 3 VIE CON RITORNO A MOLLA
	CR	CILINDRO ROTANTE A DOPPIO EFFETTO
	SA	SERBATOIO ARIA COMPRESA
	CM	COMPRESSORE
	SCA	SEPARATORE DI CONDENZA CON SCARICO AUTOMATICO
	RP	RILEVATORE DI PRESSIONE
	EVA	VALVOLA DI INTRECCIAZIONE
	V	VALVOLA TRE VIE
	P	POMPA
	VS	VALVOLA DI SICUREZZA CON RITORNO A MOLLA
	AA	ACCENDITORE AD ALTA TENSIONE
	MV	MOTOVIBRATORE
	R	TRACCIATURA
	RF	RILEVATORE DI FIAMMA
	TS	TASTATORE
	AE	ACCENSIONE ELETTRICA



- ① SISTEMA DI CARICO
- ② COCLEA DI CARICO
- ③ REATTORE
- ④ COCLEA CON SCAMBIORE
- ⑤ FILTRO A SACCO
- ⑥ SCARICO E STOCCAGGIO CHAR
- ⑦ VENTOLA
- ⑧ FILTRO DI SICUREZZA
- ⑨ MOTORE
- ⑩ TORCIA
- ⑪ IMPIANTO ELETTRICO E QUADRO
- ⑫ IMPIANTO MECCANICO
- ⑬ COIBENTAZIONE
- ⑭ IMPIANTO PNEUMATICO

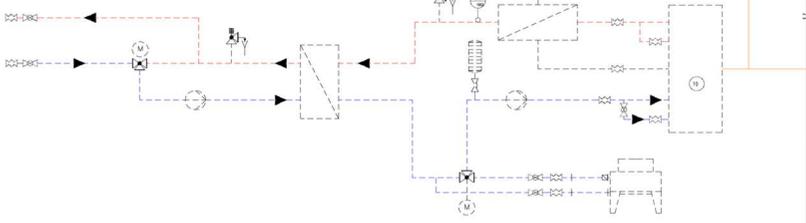
- LINEA ARIA
- LINEA LPG
- LINEA SYNGAS
- COLLEGAMENTI

PR. PUNTO DI PRELIEVO CON TSP
 PRESSIONE A SENSORE DI TEMPERATURA AMBIENTE
 PRESSIONE nel sistema con sensori per la
 misurazione della portata (spingi)

	RANGE NORMALE	RANGE MAX
PI301	-10-8 mbar	-20+20 mbar
PI302	-15-10 mbar	-20+20 mbar
PI301	-15-10 mbar	-20+20 mbar
PI801	-80-20 mbar	-100+100 mbar
PI901	-80-20 mbar	-100-100 mbar
PI1001	-5-0 mbar	-10+10 mbar

PARAMETRI DI LAVORO RAMI/APPARECCHIATURE					
RAMO/APPARECCHIATURA	PORTATA MASS.	PORTATA MASS.	PORTATA VOL.	DN TUBAZIONE	VELOCITA' FLUIDO
[m]	[kg/h]	[Nm ³ /h]	[m ³ /h]	FE360	[m/s]
01	0	0	0	---	---
02	0	0	0	---	---
03	35 - 70	27 - 54	28,2-56,5	65	2,4-4,7
04	---	---	---	---	---
05	---	---	---	---	---
06	---	---	---	---	---
07	---	---	---	---	---
08	---	---	---	---	---
09	---	---	---	---	---
10	50-100	50-100	50-100	40	8,9-17,9
11	---	---	---	---	---

CALCOLATO NELLE SEGUENTI CONDIZIONI: BOMBISSA MIN: 20KG/L, ER MIN: 0,25 BOMBISSA MAX:25KG/L, ER MAX: 0,40
 TEMPERATURA ARIA DI GASSIFICAZIONE: 15°C TEMPERATURA SYNGAS: 70°C



- MANDA / RITORNO
- UTENZA SENITA
- DIAMETRO TUBAZIONE
- MATERIALE (ACCIAO NERO / ACCIAO ZINCATO / AISI / PLASTICA)
- FINITURA TUBAZIONE (V - VERNICIATA, I - ISOLATA, N - NUDA)

PARAMETRI DI LAVORO STRUMENTI			
SENSORE	RANGE	RANGE	
[K]			
TI101	0-100 °C	0-200 °C	
TI301	200-300 °C	0-500 °C	
TI302	400-600 °C	0-800 °C	
TI303	750-1050 °C	0-1.200 °C	
TI304	450-650 °C	0-1.100 °C	
TI305	350-650 °C	0-700 °C	
PI601	90-150 °C	0-300 °C	
PI801	60-120 °C	0-200 °C	
PI1001	60-100 °C	0-200 °C	
TI1002	0-100 °C	0-100 °C	

- LIVELLO STATO - attacco al processo con filettatura G 3/4"
- SENSORE TRASDUTTORE DI TEMPERATURA - attacco al processo filettato G 1/2"
- SENSORE TRASDUTTORE DI PRESSIONE - attacco al processo filettato G 1/2"
- SENSORE DI PORTATA
- SENSORE DI PROSSIMITA'

CURTI 22706/11
 CURTI P&I G20.02
 CURTI S.p.A. - Via S. Maria Maddalena, 1 - 37030 Sommacampagna (Verona) - Italy
 Tel. +39 0445 80001 - Fax +39 0445 80002
 E-mail: curtispa@curti.it - www.curti.it

3.2 Funzionamento dell'impianto di gassificazione

In questo paragrafo si mostrerà il principio di funzionamento dell'impianto di gassificazione. Il funzionamento può essere schematizzato mediante lo schema a blocchi riportato di seguito, che ne riassume la filiera energetica.

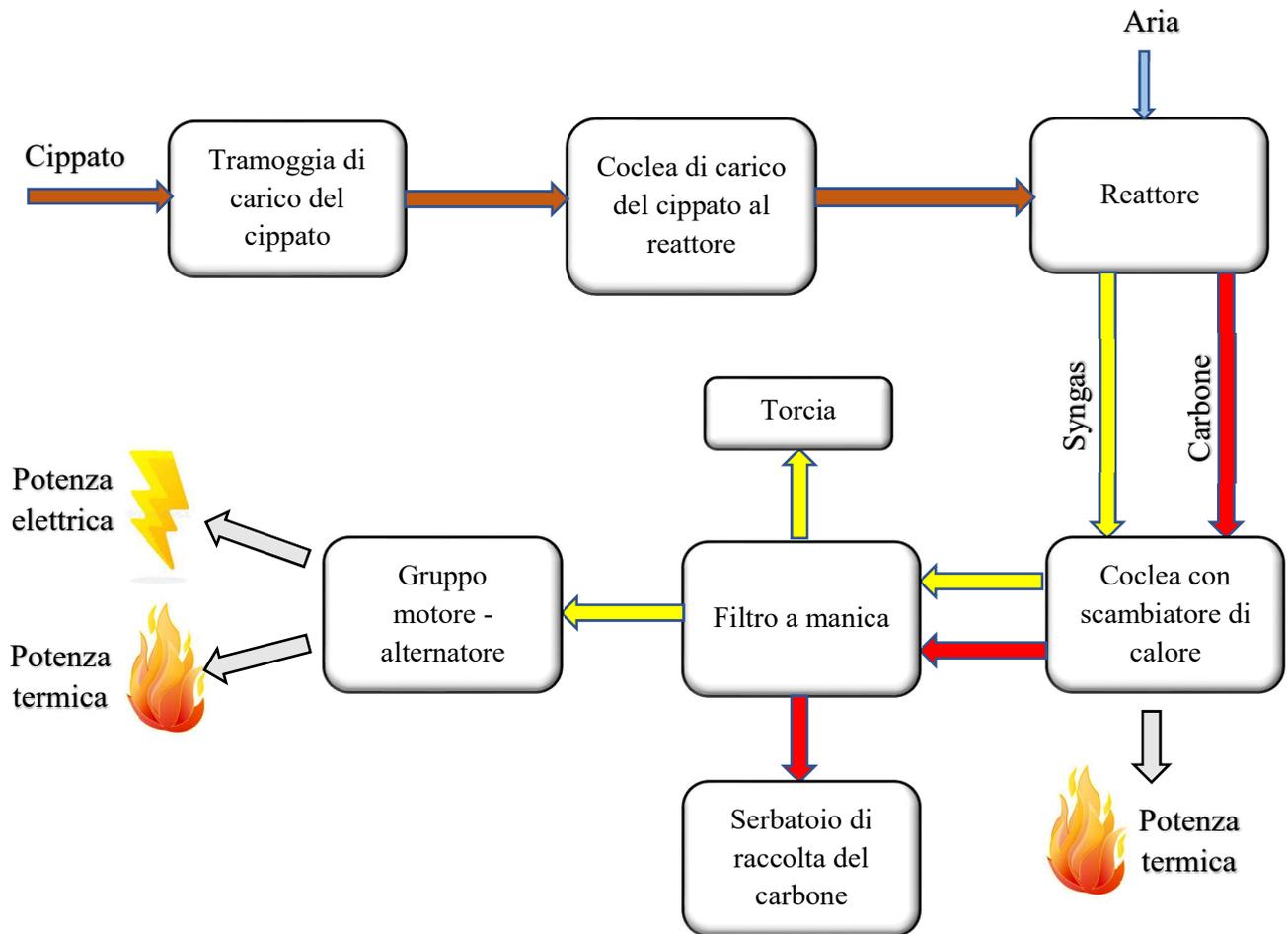


Figura 3.1: schema a blocchi relativo al funzionamento dell'impianto di gassificazione

Di seguito si riporta la spiegazione del funzionamento dell'impianto, suddivisa in 5 punti.

1) Fase di carica del cippato:

il cippato di legno viene inserito mediante una coclea all'interno del cono di precarico. Il cippato viene poi scaricato nel serbatoio sottostante al cono di precarico (tramoggia) tramite l'apertura di una valvola a cono. Il serbatoio è dotato di un sensore di livello della biomassa; una volta che il cono di precarico è stato riempito, qualora il sensore nel serbatoio misuri un livello di cippato insufficiente, il programma PLC (programmable logic controller) comanda l'apertura della valvola a cono.

Terminata la carica di cippato nel serbatoio, la valvola a cono si richiude ristabilendo la tenuta dell'impianto.

Il cippato nella tramoggia viene poi trasferito all'interno del reattore mediante una seconda coclea di carico, che si attiva solo quando un apposito sensore del reattore lo richiede. Sulla sommità del reattore è infatti presente un pistone tastatore azionato pneumaticamente che rileva la quantità di biomassa presente nel reattore. Il programma PLC comanda l'avviamento della coclea di carico; il motore di tale coclea è comandato e controllato direttamente dal quadro elettrico generale e il suo funzionamento è a cicli on-off a velocità non regolabile.

2) Fase di gassificazione:

una volta che la biomassa ha raggiunto il reattore, inizia la fase di accensione, che avviene tramite l'alimentazione di una resistenza elettrica, oltre il punto di auto ignizione del cippato. Il reattore è dotato di sensori di temperatura e pressione, controllati attraverso il software del PLC e di una guardia idraulica per il contenimento di eventuali sovra pressioni.

Una volta che il reattore viene avviato, inizia la gassificazione del cippato. Il processo è costituito essenzialmente da 3 fasi: una prima fase di pirolisi, una seconda fase di combustione e una terza di riduzione (ognuna caratterizzata da parametri come temperatura, flussi e composizione dei reagenti diversi), così come riportato nel capitolo due di questa Tesi.

Per il processo è necessaria l'iniezione di aria compressa riscaldata che avviene mediante una soffiante centrifuga controllata da inverter.

Il processo di gassificazione termina con la formazione di prodotti quali syngas, char e condense (si trascurano i flussi di massa di tar e polveri prodotte dal processo in quanto di valore trascurabile rispetto a quelli indicati). Per scaricare il carbone prodotto dalla combustione, sul fondo del reattore è presente una griglia di scarico, la quale è messa in funzione da un motoriduttore controllato con inverter.

3) Fase di raffreddamento del syngas:

char, syngas e condense in uscita dal reattore vengono trasportati da una coclea con scambiatore di calore per essere raffreddati e convogliati al successivo filtro a manica. Il raffreddamento avviene mediante aria. Il motore della coclea è controllato sempre dal software del PLC ed è alimentato direttamente mediante contattore, quindi la sua velocità non è modificabile.

Lo scambiatore è invece dotato di un motore controllato da inverter e la sua velocità è controllata dal PLC in base alla temperatura rilevata dal sensore in uscita alla coclea. Lo

scambiatore di calore è fondamentale in quanto il filtro a manica successivo non tollera temperature del syngas superiori a 120 °C.

4) Fase di separazione:

dopo lo scambiatore è presente un filtro a manica grazie al quale il syngas viene purificato, ovvero vengono eliminate le particelle di polveri e tar in esso presenti; avviene inoltre la separazione del carbone. Il carbone si deposita sul fondo del filtro, viene raccolto dalla coclea di scarico del carbone e viene poi trasferito in un apposito sacco di raccolta. Fra la coclea e il sacco di raccolta sono presenti due valvole a ghigliottina che si aprono in maniera coordinata per mantenere l'ambiente interno isolato dall'esterno e evitare l'ingresso di aria. La coclea lavora secondo cicli on-off: durante il ciclo on la valvola a ghigliottina superiore è aperta e quella inferiore è chiusa; quando l'accumulo di carbone nel tubo di separazione tra le due valvole è sufficiente, si chiude la valvola superiore mentre si apre quella inferiore, consentendo lo scarico del carbone.

Il syngas, dopo la separazione dal carbone, viene aspirato da una ventola e trasferito mediante una tubazione al gruppo torcia-motore. La ventola del syngas è una soffiante a canale laterale controllata in velocità da un inverter in funzione della pressione all'ingresso del motore termico. Il PLC riceve la misura della pressione del syngas all'ingresso del motore rilevata da un sensore di pressione e regola la velocità della ventola per mantenere tale pressione costante.

5) Fase di generazione di energia elettrica e termica:

dopo essere stato aspirato dalla ventola, il syngas attraversa un ulteriore filtro di sicurezza. Si tratta in particolare di un filtro a cartuccia che ha lo scopo di evitare che un quantitativo anomalo di catrami o carbone raggiunga il motore endotermico nel caso di problemi al filtro a manica. Una volta purificato, il syngas viene convogliato al gruppo motore. Se però le sue caratteristiche non sono compatibili per la sua alimentazione, il syngas viene convogliato al gruppo torcia, ovvero a un accenditore a alta energia. Gruppo motore e gruppo torcia sono collegati in parallelo tramite una valvola il cui posizionamento gestisce il flusso verso il motore quando possibile o verso la torcia.

Il gruppo motore attualmente installato, da 50 kW, è costituito da un motore endotermico accoppiato a un alternatore asincrono. Il motore endotermico movimentata l'alternatore e produce energia elettrica da erogare in rete.

Di seguito si riportano due immagini dell'impianto, una vista frontale e una dall'alto.

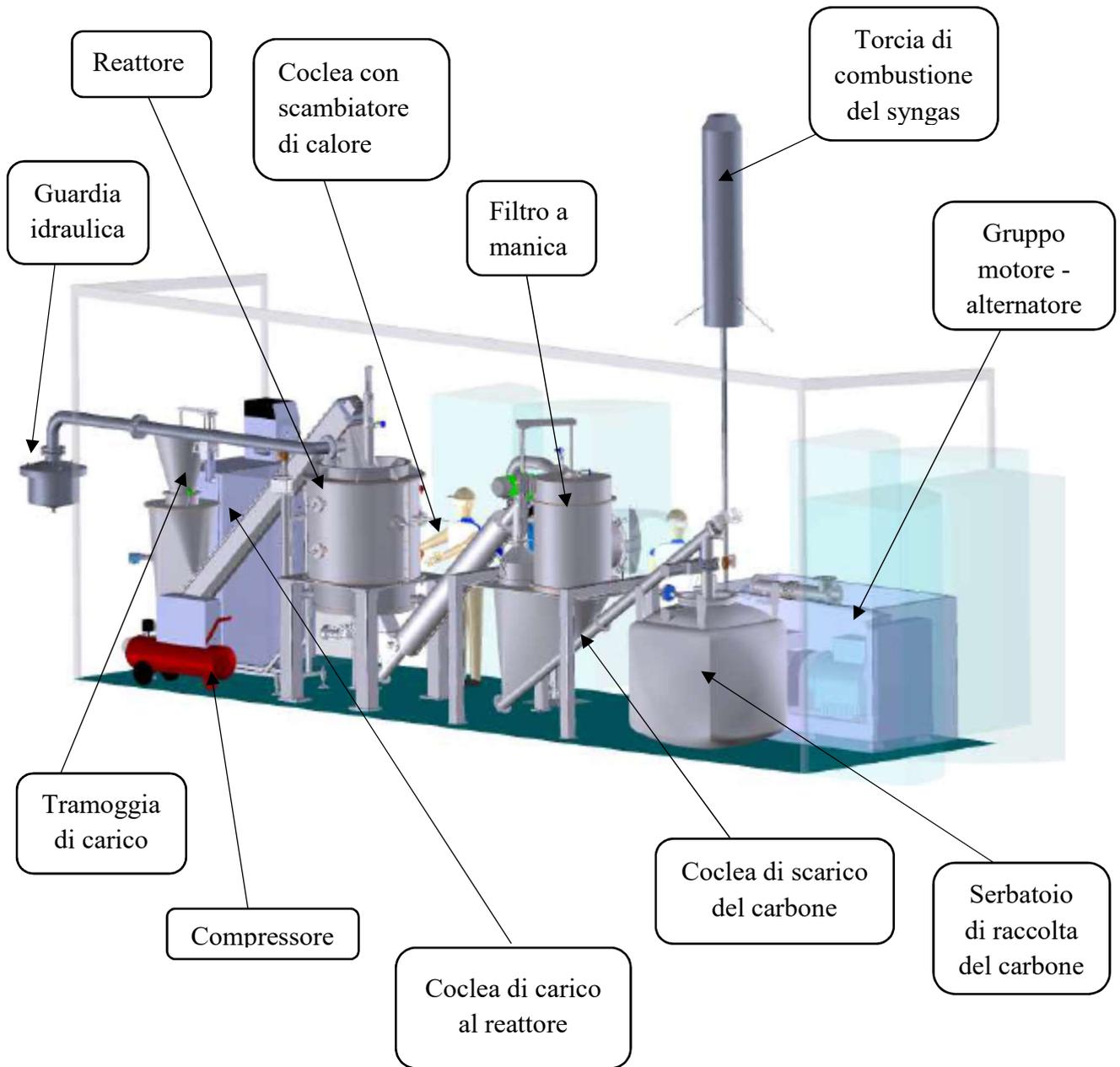


Figura 3.2: layout dell'impianto di gassificazione, vista frontale

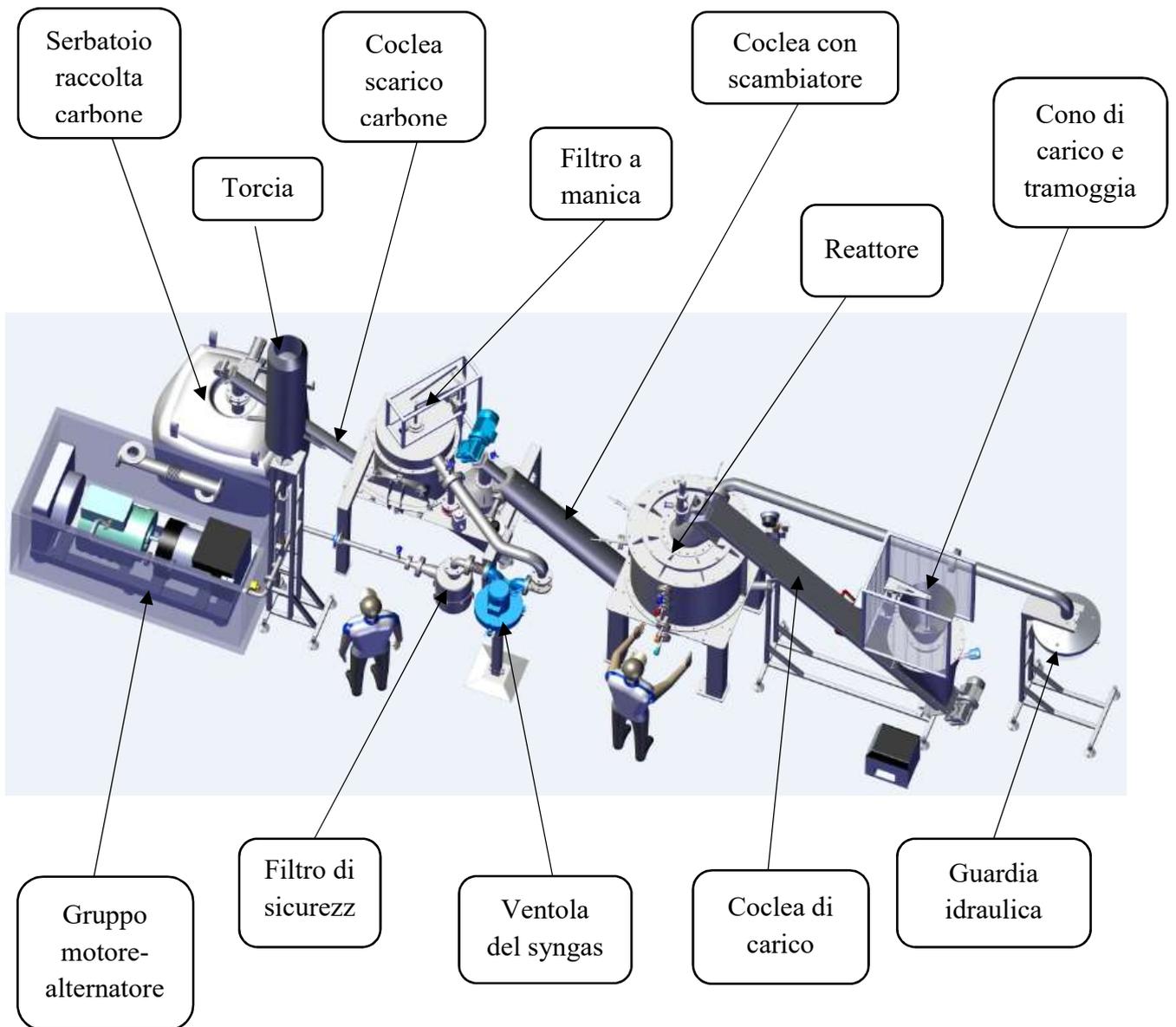


Figura 3.3: layout dell'impianto di gassificazione, vista dall'alto.

3.3 Caratteristiche della biomassa utilizzata

L'impianto è alimentato a biomassa, in particolare con cippato di legno con le seguenti caratteristiche riportate in tabella:

Caratteristiche del cippato alimentato all'impianto		
Tipologia	cippato di abete cat.A2	
Pezzatura [mm]	30	
Umidità [%]	4.70	
Volatili [% _{wt}]	67.37	
Ceneri [% _{wt}]	1.99	
Densità di bulk	197.80	
Composizione elementare	C [% _{wt}]	50.16
	H [% _{wt}]	6.3
	N [% _{wt}]	0.24
	O [% _{wt}]	42.09
PCI [$\frac{kJ}{kg}$]	17020.00	
Cellulosa [% _{wt}]	43.82	
Lignina [% _{wt}]	27.54	
Emicellulosa [% _{wt}]	21.81	
Calore specifico [$\frac{kJ}{kg K}$]	1.94	
Angolo di riposo [°]	43.9	

Tabella 3.1: caratteristiche del cippato utilizzato nell'impianto

3.4 Componenti dell'impianto

In questo paragrafo si riporteranno le caratteristiche dei vari componenti di impianto: il compressore e l'equipaggiamento pneumatico, il reattore, le coclee di carico, i filtri di pulizia del syngas, i motori e le ventole, il motore endotermico e l'alternatore.

I dati riportati sono i dati forniti nei relativi cataloghi e schede tecniche. Si riporterà inoltre la strumentazione di misura installata nell'impianto, parte fondamentale di esso per garantirne un buon funzionamento e controllo.

3.4.1 Equipaggiamento pneumatico

3.4.1.1 Compressore

Il compressore installato nell'impianto è un elettrocompressore silenziato fornito dall'azienda Ferrari srl. Si riporta di seguito un'immagine dal catalogo riportante i dati tecnici relativi alla macchina.

Tale compressore, da 2.2 kW, fornisce alla linea principale del circuito pneumatico una pressione di 8-6 bar. Dalla linea principale si diramano poi quattro linee secondarie, che alimentano i pistoni pneumatici e gli attuatori rotativi delle diverse valvole dell'impianto.

MODELLO <i>Model</i>	CODICE <i>Code</i>	 Litri <i>Liters</i>	 Litri/min <i>Liters/min</i>	 CFM	 min-1	 Cilindri <i>Cylinders</i>	 Stadi <i>Stages</i>	 bar	 psi	 kW	 HP	 Volt	 Hz	 dB/A	 L x P x H <i>cm</i>	 Kg
GS17/24/320/S/100	AL 131	24+100	320	10,6	1.450	2	1	10	145	2,2	3	230	50	65	122x51x123	107

Figura 3.4: dati tecnici del compressore installato nell'impianto

3.4.1.2 Essiccatore

L'essiccatore installato è un essiccatore d'aria compressa a refrigerazione, che consente di essiccare l'aria compressa del circuito pneumatico. Tale macchina è un essiccatore Parker Hiross, modello SPE 004 con le seguenti caratteristiche note dal fornitore:

- portata (50Hz): 24 m³/h
- portata (60Hz): 28 m³/h
- potenza assorbita: 0.13 kW (50Hz) – 16 kW (60Hz)
- carica di refrigerante: 0.14 kg

3.4.1.3 Valvole e attuatori pneumatici

Di seguito si riporta l'elenco delle valvole installate nell'impianto. Queste sono azionate pneumaticamente, mediante un pistone pneumatico o un attuatore rotativo.

Per ogni valvola fra parentesi si riporta il codice con in quale viene indicata nel P&I; si riportano inoltre le caratteristiche del relativo attuatore pneumatico, anch'esso con il relativo codice con cui viene indicato nel P&I.

Elenco delle valvole dell'impianto:

1) Valvola a cono (V101)

Tale valvola permette il collegamento fra il cono di precarico e la tramoggia dalla quale mediante la coclea di interfaccia cliente si preleva la biomassa per inviarla all'interno del reattore. Tale valvola si apre quando il sensore di livello della tramoggia richiede ulteriore cippato e si richiude quando la carica di biomassa è terminata. Questa valvola è una valvola normalmente chiusa ed è azionata pneumaticamente mediante un cilindro pneumatico (YV101).

Tale cilindro è della SMC Italia spa, con sigla di codifica CP96 SDB63-200C, con le seguenti caratteristiche (note dal catalogo del costruttore):

- diametro del cilindro (D): 0.063 m
- lunghezza del cilindro (L): 0.20 m
- volume dell'organo pneumatico: 0.62 l
- frequenza di azionamento: 11 cicli/h

Per tutte le valvole vengono riportate le dimensioni del rispettivo cilindro in modo da poter in calcolare il volume dell'organo pneumatico e, nota la pressione di esercizio di tale organo, la portata di aria compressa necessaria per il suo azionamento.

Il volume dell'organo pneumatico si calcola mediante la formula $\pi \frac{D^2}{4} L$ relativa a un cilindro.

In questo caso il volume del cilindro pneumatico vale 0.62 litri.

E' nota inoltre la frequenza di azionamento di tutti gli organi pneumatici in quanto rendicontata nelle prove di funzionamento dell'impianto; in particolare in figura 44 a fine capitolo è riportato il grafico con gli azionamenti di tutti gli attuatori e pistoni pneumatici dell'impianto.

2) Pistone tastatore (YV301)

Questo pistone è fondamentale per il corretto funzionamento del reattore in quanto serve per determinare se la quantità di cippato all'interno è sufficiente o meno. Il pistone pneumatico installato è un pistone della Camozzi, con sigla di codifica 63MT2C032A0160W.

Da catalogo si possono vedere le caratteristiche di tale pistone e in particolare questo è un cilindro magnetico a doppio effetto con:

- diametro del pistone (D): 0.032 m
- lunghezza del pistone (L): 0.16 m
- volume dell'organo pneumatico: 0.13 l
- frequenza di azionamento: 418 cicli/h

3) Valvola dell'aria di gassificazione (VS 301)

Questa valvola quando aperta permette il passaggio dell'aria di gassificazione inviata al reattore. La VS301 è una valvola a sfera, normalmente chiusa, con attuatore rotativo pneumatico a doppio effetto (YV302), sigla di codifica D101H008, della OMAL. Tale attuatore ha le seguenti caratteristiche:

- volume dell'organo pneumatico è pari a 0.28 litri
- frequenza di azionamento: la VS301 viene aperta all'inizio del periodo di funzionamento dell'impianto e richiusa allo spegnimento; l'attuatore ha quindi due azionamenti giornalieri. Ipotizzando un funzionamento giornaliero di 8 ore, la frequenza di azionamento considerata nel bilancio è pari a 0.25 cicli/h

4) Valvola del filtro a manica (VS601)

Tale valvola è normalmente aperta e permette il passaggio del syngas che raggiunge il filtro a manica, dopo aver attraversato lo scambiatore di calore. La VS601 è azionata mediante un attuatore rotativo (YV601). Questo attuatore è uguale all'attuatore rotativo della valvola dell'aria di gassificazione (YV302). Le sue caratteristiche sono:

- volume dell'organo pneumatico è pari a 0.28 litri
- frequenza di azionamento: essendo una valvola normalmente aperta, l'attuatore si attiva solo in caso di malfunzionamenti; si considera quindi come frequenza di azionamento 0 cicli/h

5) Pistone per il lavaggio della manica (YV602)

Questo pistone viene azionato per permettere la pulizia della manica del filtro, la quale raccoglie le impurità quali tar, particolato e char presenti nel syngas dopo il processo. Il pistone in particolare permette uno "scuotimento" della manica con la raccolta delle impurità sul fondo della stessa.

Tale pistone è un pistone Camozzi, con sigla di codifica 63MT2C063A0400W. Da catalogo si possono vedere le caratteristiche di tale pistone e in particolare questo è un cilindro magnetico a doppio effetto con:

- diametro del pistone (D): 0.063 m

- lunghezza del pistone (L): 0.4 m
- volume organo pneumatico: 1.25 l
- frequenza di azionamento: 15 cicli/h

6) Valvole a ghigliottina (VG701 e VG702)

Queste due valvole si trovano fra la coclea e il sacco di raccolta del carbone residuo e sono valvole normalmente chiuse. Queste si aprono in maniera coordinata per mantenere l'ambiente interno isolato dall'esterno e evitare l'ingresso di aria. La coclea di scarico del carbone lavora secondo cicli on-off: durante il ciclo on la valvola a ghigliottina superiore è aperta e quella inferiore è chiusa; quando l'accumulo di carbone nel tubo di separazione tra le due valvole è sufficiente, si chiude la valvola superiore mentre si apre quella inferiore, consentendo lo scarico del carbone.

Queste due valvole sono azionate pneumaticamente, mediante un cilindro pneumatico, rispettivamente l'YV701 e l'YV702.

Tali cilindri hanno dimensioni e caratteristiche:

- diametro (D): 0.10 m
- lunghezza (L): 0.10 m
- volume organo pneumatico: 0.79 l
- frequenza di azionamento: 128 cicli/h

7) Valvola del motore endotermico (VS1001) e valvola della torcia (VS1101)

Entrambe queste valvole sono normalmente chiuse e sono azionate mediante un attuatore rotativo uguale a quello della valvola YV302. Quando la YV1001 è aperta, la YV1101 è chiusa e viceversa. L'attuatore rotativo che aziona la valvola del motore è identificato nel P&I con il codice YV1001 e l'attuatore della torcia con il codice YV1101.

Il volume di entrambi gli organi pneumatici è di 0.28 litri.

Durante la prova dalla quale sono stati reperiti i dati utilizzati per il bilancio energetico, la produzione di energia è nulla, quindi il syngas prodotto viene tutto inviato alla torcia; ne consegue che non si hanno azionamenti dell'attuatore della valvola VS1001, mentre la valvola VS 1101 della torcia è mantenuta sempre aperta, con due azionamenti giornalieri. Ipotizzando un funzionamento giornaliero di 8 ore si considera una frequenza di azionamento pari a 0.25 cicli/h.

Si riporta di seguito una tabella con i diversi organi pneumatici, pistoni o attuatori rotativi, e il calcolo della portata di aria richiesta da quest'ultimi per il loro azionamento.

Organo pneumatico	Diam.	Lungh.	Volume dell'organo pneumatico	Pressione di alimentazione	Frequenza di azionamento	Portata di aria richiesta dagli organi pneumatici
	(m)	(m)	(litri)	(bar)	(cicli/h)	(litri/h)
Pistone valvola a cono (YV101)	0,063	0,20	0,62	5,0	11	6.71
Pistone del tastatore (YV301)	0,032	0,16	0,13	4,0	418	54.23
Pistone lavaggio manica (YV602)	0,063	0,40	1,25	4,0	15	18.38
Pistone valvola a ghigliottina (YV 701)	0,1	0,10	0,79	6,0	128	100.78
Pistone valvola a ghigliottina (YV 702)	0,1	0,10	0,79	6,0	128	100.78
Attuatore rotativo aria inviata al reattore (YV 302)			0,28	6,0	0.25	0.07
Attuatore rotativo filtro a manica (YV 601)			0,28	6,0	0	0
Attuatore rotativo valvola motore (YV 1001)			0,28	6,0	0	0
Attuatore rotativo valvola torcia (YV 1101)			0,28	6,0	0.25	0.07

Tabella 3.2: indicazione degli organi pneumatici dell'impianto e loro caratteristiche

3.4.2 Coclea di carico

La coclea installata è una coclea della Bm Srl. Questa preleva il cippato dalla tramoggia e lo invia alla sommità del reattore. E' costituita da:

- un asse: organo che ruota all'interno del telaio e per mezzo della sua elica permette il trasferimento del materiale dal collettore di carico a quello di scarico. E' essenzialmente costituito da un albero cavo con saldato sopra un profilo che lo avvolge a elica;
- un sistema di trasmissione con riduttore diretto, posizionato dal lato di scarico: il riduttore è accoppiato direttamente all'albero della coclea e flangiato su un braccio di reazione;
- telaio e motore.

Tale coclea ha una capacità di trasporto di cippato di $0.5 \text{ m}^3/\text{h}$ e velocità di rotazione di 48 rpm.

Il motore di tale coclea, con una potenza di 1.5 kW ha un funzionamento a cicli on-off a velocità non regolabile ed è comandato dal software PLC che lo avvia quando il pistone tastatore del reattore rileva una quantità di biomassa insufficiente.

Si riporta di seguito un'immagine nella quale si possono vedere il cono di precarico, la valvola a cono, la tramoggia, il sensore di livello e la coclea di carico.

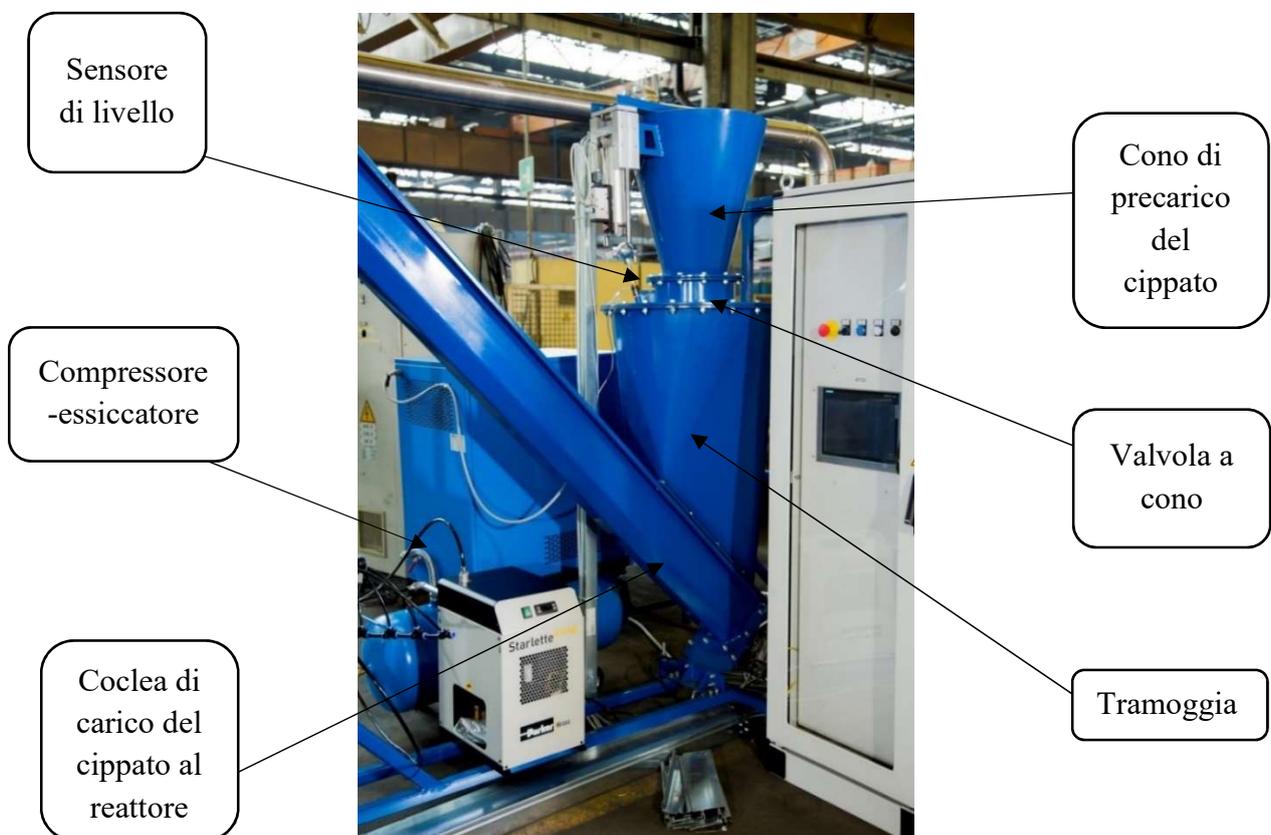


Figura 3.5: immagine del sistema di carico del cippato

3.4.3 Reattore

Il reattore è la parte principale e fondamentale dell'impianto in quanto al suo interno avviene la gassificazione vera e propria. Il reattore installato è un reattore a letto fisso di tipo downdraft, ovvero in cui si ha l'immissione della biomassa dall'alto, l'estrazione del syngas dal basso e l'immissione dell'aria di gassificazione nella parte centrale del reattore, dove si ha un restringimento di sezione. In particolare, quello installato è un reattore di tipo Imbert, caratterizzato appunto da una strizione della gola in prossimità della zona di ossidazione e da un coperchio di chiusura sull'alimentazione della biomassa che consente di regolare la pressione. La forma della gola può essere a V e a doppia V con diversi valori di sezione.

Si riporta un'immagine del reattore, tratta sempre dal manuale di manutenzione dell'impianto.

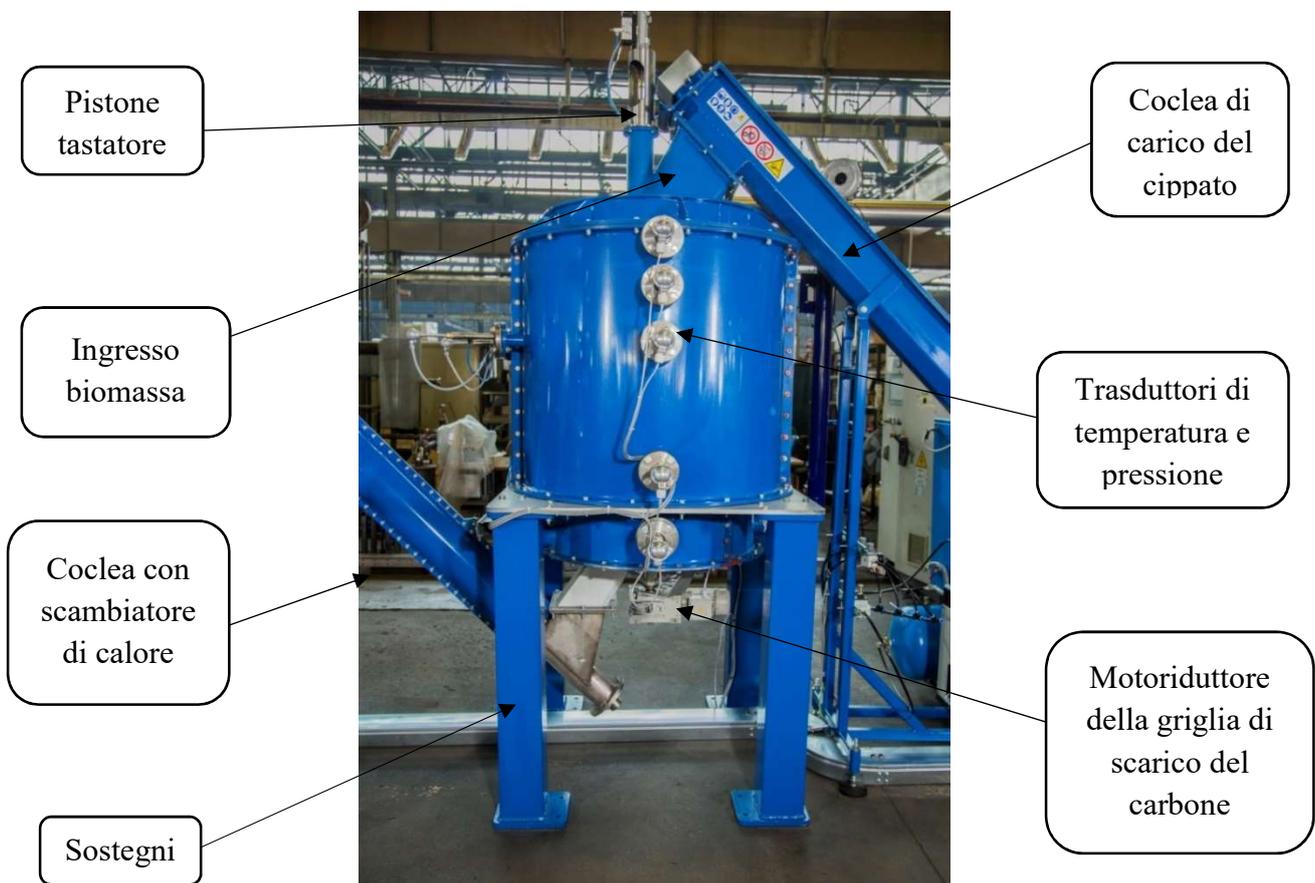


Figura 3.6: reattore dell'impianto

Visto esternamente il reattore ha forma cilindrica, con dimensioni di circa 1 metro di altezza e 1 metro di diametro. I collegamenti del reattore con il resto dell'impianto sono costituiti da:

- una flangia sulla sommità alla quale viene collegata la coclea di carico del cippato
- flangia sul fondo dalla quale parte il circuito del syngas

La coclea di alimentazione convoglia la portata di cippato all'interno del reattore, dove il tastatore "verifica" la giusta quantità di biomassa. Dall'immagine riportata sopra si può notare il tastatore nella parte alta del reattore.

Per tener sotto controllo temperature e pressioni all'interno del reattore, sia da un punto di vista della sicurezza che del buon funzionamento del processo, il reattore è dotato di cinque sensori di temperatura e due sensori di pressione; in particolare le termocoppie installate per la rilevazione della temperatura sono le seguenti e si può vedere la loro posizione del P&I dell'impianto:

- TT301: questa termocoppia è installata nella parte più alta del reattore. In funzionamento a regime, le temperature rilevate sono comprese fra 100°C e 150°C
- TT302: questa termocoppia rileva la temperatura della zona di pirolisi all'interno del reattore. Tale temperatura è compresa fra 600°C e 700°C, in funzionamento a regime
- TT303: questa rileva la temperatura della zona di combustione. Questa è naturalmente la temperatura più alta che si raggiunge, anche 1300°C a regime
- TT304: questa termocoppia rileva la temperatura della zona di riduzione all'interno del reattore. Tale temperatura è compresa fra 500°C e 600°C, a regime
- TT305: quest'ultima rileva la temperatura del syngas nella zona di scarico del carbone, ovvero nel fondo del reattore. In questa zona le temperature sono dell'ordine dei 400°C

I sensori di pressione installati sono invece:

- PT301: rileva la pressione nella parte alta del reattore
- PT302: rileva la pressione nella zona di combustione

Per quanto riguarda l'accensione del reattore, questa avviene mediante una resistenza elettrica da 800 W, che diventando incandescente a contatto con il cippato ne provoca l'accensione.

L'iniezione dell'aria di gassificazione avviene grazie alla ventola M302. Questa è una soffiante centrifuga della Ebm-Papst srl, modello RG128/1300-3612, della quale si riporta un'immagine da catalogo.



Figura 3.7: ventola dell'aria di gassificazione M302

Si riportano inoltre i dati tecnici da catalogo.

Velocità di rotazione [rpm]	7400
Potenza assorbita [W]	67
Portata aria [m ³ /h]	134
Prevalenza [Pa]	2000

Tabella 3.3: dati tecnici ventola M302

Sul fondo del reattore è presente un sistema di scarico del carbone, azionato da un motoriduttore (M301).

3.4.4 Coclea con scambiatore di calore

All'uscita del reattore è presente una coclea, azionata dal motore M501, che permette di trasportare i prodotti della gassificazione dall'uscita dal reattore al successivo filtro a manica per la pulizia del syngas. La coclea è dotata di uno scambiatore di calore, grazie al quale i prodotti della gassificazione vengono raffreddati, dalla temperatura di circa 350°C a circa 120°C; questo raffreddamento è necessario in quanto il filtro a manica non sopporterebbe temperature maggiori.

Il raffreddamento avviene utilizzando aria ambiente, movimentata grazie alla ventola M502. Quest'ultima è una soffiante centrifuga della Ebm-Papst srl, modello NRG137/2400-3633, della quale si riportano un'immagine da catalogo e i dati tecnici.



Figura 3.8: ventola dell'aria dello scambiatore M502

Velocità di rotazione [rpm]	9000
Potenza assorbita [W]	190
Portata aria [m ³ /h]	235
Prevalenza [Pa]	3500

Tabella 3.4: dati tecnici ventola M502

3.4.5 Filtro a manica e scarico del carbone

All'uscita del reattore si ha un flusso misto di syngas, ceneri, char e tar e per questo è necessaria un'accurata pulizia del gas per poterlo inviare al gruppo motore.

I filtri disponibili sul mercato sono di diversa tipologia; nell'impianto è installato un filtro a manica. Essendo costituito da tessuto, le temperature del syngas che lo attraversa non deve superare i 120°C per non danneggiare il materiale stesso. Questo filtro è costituito da un corpo cilindrico e sul fondo si accumulano il carbone e le impurità separati. Il carbone viene poi raccolto dalla coclea di scarico per essere stoccato all'interno dell'apposito sacco di raccolta.

La coclea di scarico è azionata dal motore M601 e lavora secondo cicli on-off: durante il ciclo on una valvola a ghigliottina, quella superiore, è aperta mentre quella inferiore è chiusa; quando l'accumulo di carbone nel tubo di separazione tra le due valvole è sufficiente, si chiude la valvola superiore mentre si apre quella inferiore, consentendo lo scarico del carbone. Le caratteristiche delle due valvole sono riportate nel paragrafo 2.4.1.3.

Il syngas "pulito" viene aspirato in una tubazione dalla ventola del syngas.

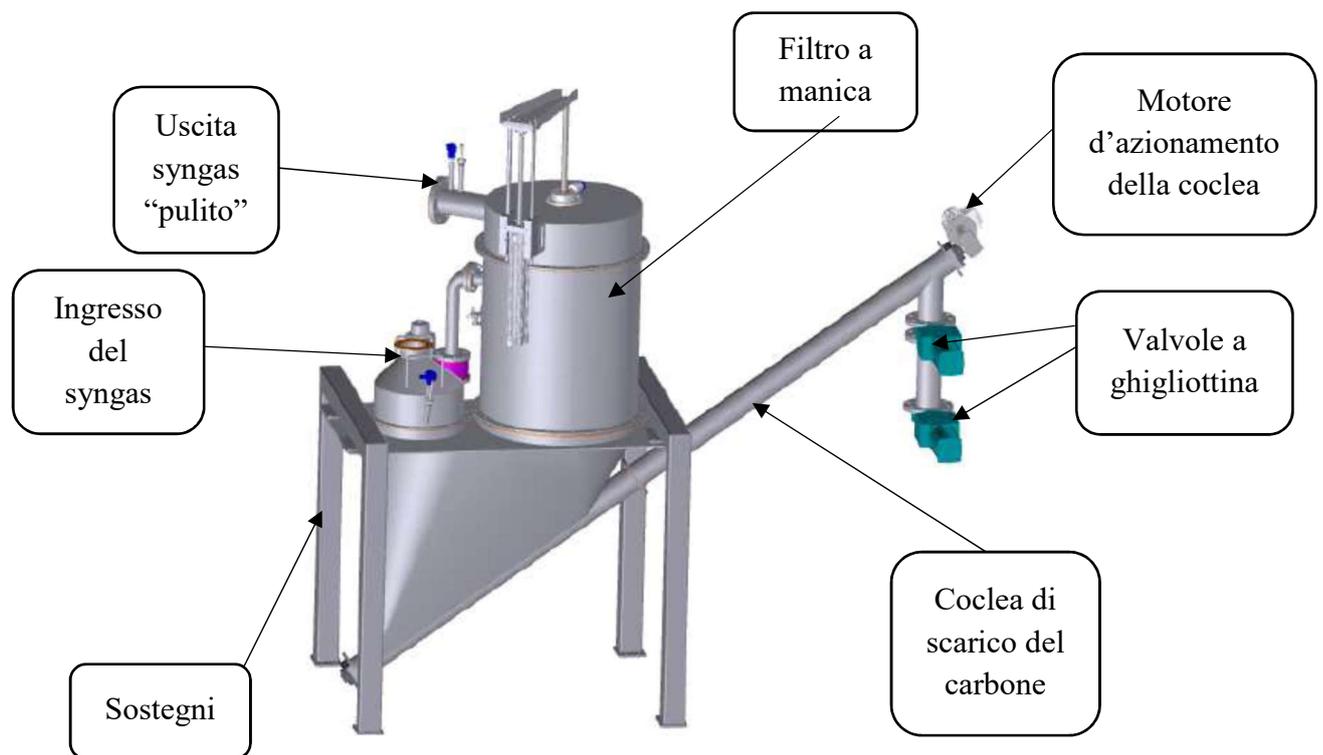


Figura 3.9: immagine del filtro a manica

3.4.6 Ventola del syngas e filtro di sicurezza

La ventola del syngas permette l'aspirazione del syngas "pulito" all'uscita del filtro a manica per inviarlo verso il gruppo motore. Tale ventola è una soffiante a canale laterale, modello CL720M, con potenza di 2.2 kW, della Mapro International Spa. Nel P&I è indicata con il codice M801.

Il principio di funzionamento di questo tipo di soffiante consiste nell'incrementare la pressione del gas aspirato tramite la creazione, nel canale toroidale periferico, di una serie di vortici determinati dalla spinta centrifuga del rotore alettato. Con la girante in rotazione, le palette spingono il gas in avanti e, per effetto della forza centrifuga, verso l'esterno.

Ne risulta un moto elicoidale, durante il quale il gas subisce una serie di ricompessioni dovute alla forza centrifuga, con conseguente incremento lineare di pressione lungo il canale.

Questa soffiante è controllata in velocità da un inverter in funzione della pressione all'ingresso del motore termico, che deve essere mantenuta costante.

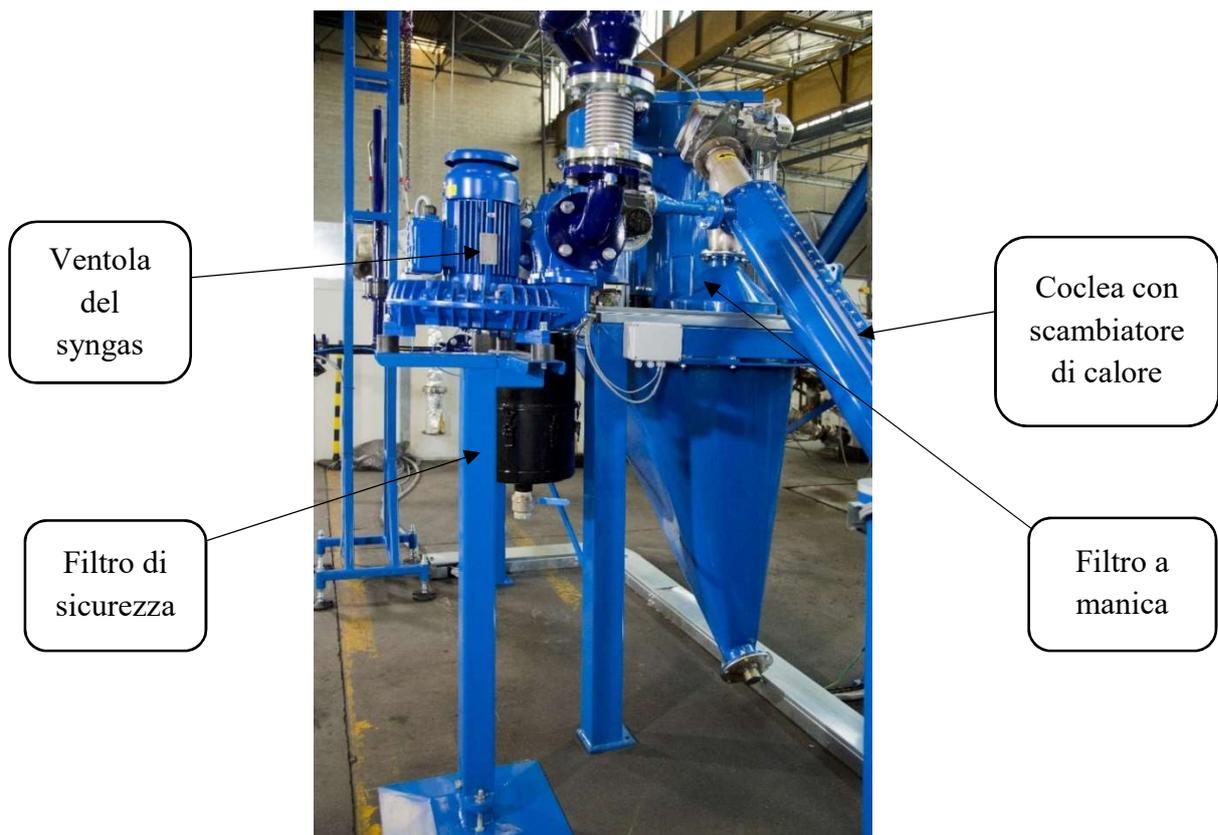


Figura 3.10: ventola del syngas, filtro di sicurezza e filtro a manica dell'impianto

Dopo la ventola è presente un filtro di sicurezza (filtro a cartuccia) che interviene solo in caso di malfunzionamento del filtro a manica ed ha la funzione di evitare che un quantitativo anomalo di catrami e di carbone vada direttamente in ingresso al motore endotermico del generatore.

Di seguito se ne riporta un'immagine.



Figura 3.11: filtro di sicurezza

Si riporta un'ulteriore fotografia dell'impianto in cui sono visibili il filtro a manica, la coclea di scarico del carbone, le valvole a ghigliottina e la ventola del syngas.

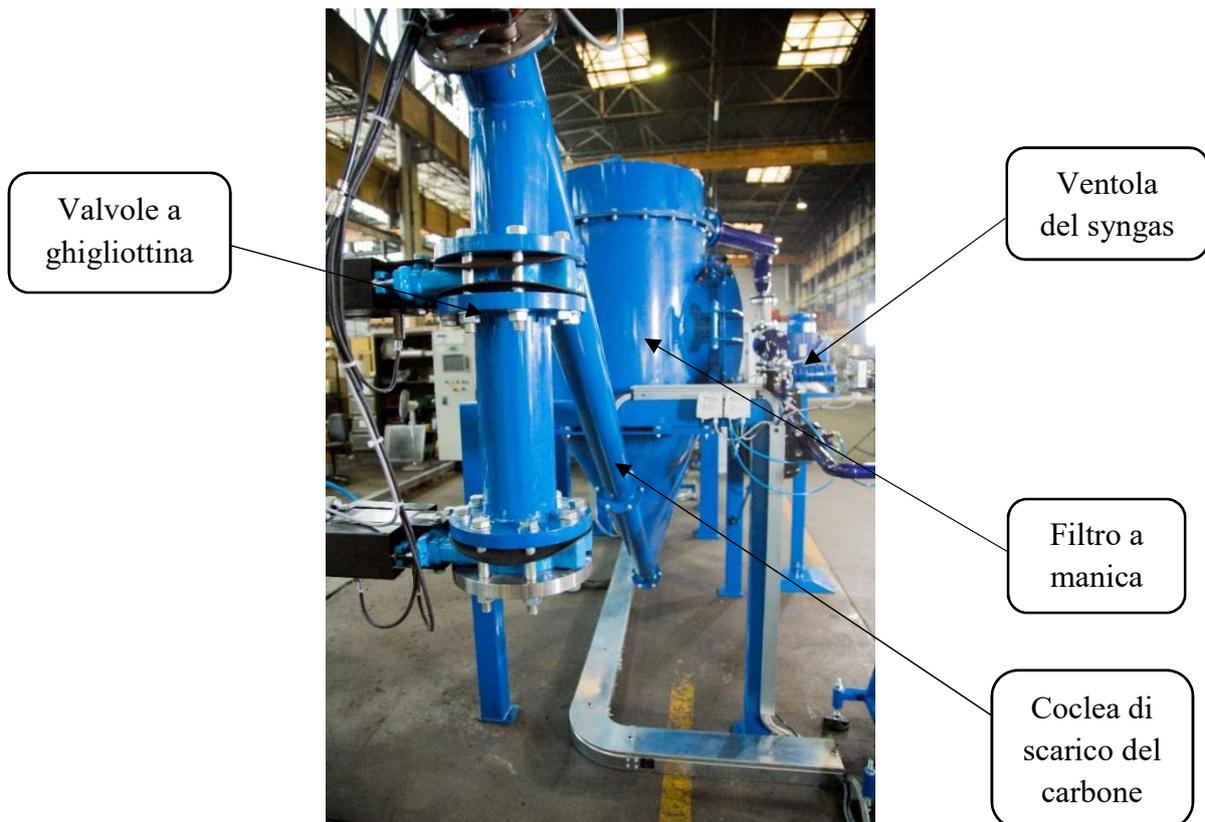


Figura 3.12: filtro a manica, coclea di scarico del carbone, valvole a ghigliottina e ventola del syngas

3.4.7 Gruppo motore-alternatore

Il nuovo motore installato è il TEDOM TW80 G5V NX 86 V1.0 da 50kWe, che ha sostituito il precedente motore Prakash da 20 kWe e a questo viene inviato il syngas prodotto dal processo di gassificazione. Tale macchina è un motore stazionario a gas, progettato per applicazioni cogenerative, ovvero per la produzione combinata di energia elettrica e termica, mediante recupero del calore prodotto dal motore.

Le caratteristiche del motore sono le seguenti: motore quattro tempi e a sei cilindri in linea, con impianto d'accensione a scintilla e raffreddato a liquido.

Il generatore elettrico, di proprietà del cliente, è un alternatore ECO 38-2SN/4 della Mecc Alte spa. Quest'ultimo è un alternatore autoregolato, brushless, a 4 poli. La potenza reattiva di tale alternatore è pari a 200 KVA ed essendo il fattore di potenza pari a 0.8, la potenza attiva erogata è pari a 160kW. L'alternatore risulta quindi sovradimensionato rispetto al motore, ma questa è la macchina che il cliente vuole utilizzare.

3.4.8 Motori

In questo paragrafo si riporta la lista di tutti i motori elettrici installati nell'impianto con il relativo assorbimento elettrico misurato durante il funzionamento dell'impianto mediante pinza amperometrica; questo dato sarà utilizzato nel bilancio energetico per determinare la potenza elettrica reale assorbita da tali motori e quindi determinare la potenza elettrica necessaria per il funzionamento degli ausiliari d'impianto.

La corrente assorbita dai vari motori, varia in base al carico a cui sono sottoposti e al variare della frequenza a cui sono comandati; al variare della frequenza varia quindi la corrente assorbita, ma non in maniera proporzionale. Gli assorbimenti riportati nella tabella di seguito sono riferiti a una determinata prova di funzionamento dell'impianto, in particolare quella presa di riferimento per redigere il bilancio energetico.

Si riporta l'elenco di tutti i motori presenti, con i codici con i quali vengono identificati nel P&I:

- 1) Motore della coclea di carico (M201)
- 2) Motoriduttore della griglia di scarico del carbone (M301)
- 3) Motore della coclea con scambiatore (M501)
- 4) Motore della coclea del filtro a manica (M601)
- 5) Ventola dell'aria in ingresso al reattore (M302)
- 6) Ventola aria scambiatore (M502)
- 7) Ventola del syngas (M801)

Di questi, il motore della coclea con scambiatore (M501), della ventola del syngas (M801), della ventola dell'aria in ingresso al reattore (M302) e della ventola dell'aria di raffreddamento allo scambiatore (M502) sono controllati in velocità mediante inverter. Gli altri non sono invece assoggettati ad inverter e lavorano quindi su cicli on-off.

Durante le prove di funzionamento dell'impianto gli azionamenti di tali motori vengono rendicontati ed è quindi noto il funzionamento orario. Si riporta una tabella con inseriti tutti i motori dell'impianto, gli assorbimenti elettrici e il tempo di funzionamento orario

Motore	Assorbimento elettrico [A]	Funzionamento orario [min/h]
M201	0.80	12
M301 (controllato in velocità mediante inverter)	0.54 (al 40%)	36
M501	0.90	60
M601	0.60	60
M302 (controllato in velocità mediante inverter)	0.2	60
M502 (controllato in velocità mediante inverter)	1.20 (al 30%)	30
M801 (controllato in velocità mediante inverter)	1.91 (al 20%)	60

Tabella 3.5: assorbimenti elettrici dei motori installati nell'impianto

3.4.9 Strumenti di misura e di controllo

In questo paragrafo verranno analizzati gli strumenti di misura e controllo installati sull'impianto, per la misura delle portate, della temperatura, della pressione, degli assorbimenti elettrici degli ausiliari e per la contabilizzazione dell'energia che viene prodotta.

Si riportano inoltre gli strumenti utilizzati per effettuare le misure manuali necessarie per l'esecuzione del bilancio, quali la misura della temperatura di pelle dei diversi componenti d'impianto.

3.4.9.1 Misura delle portate

Le portate del flusso di aria e di gas sono state misurate utilizzando strumenti diversi, che verranno riportati in questo paragrafo; per determinare invece il flusso di biomassa in ingresso al reattore è stato utilizzato un metodo empirico che verrà anch'esso riportato.

Misura della portata di gas:

La portata di syngas viene misurata mediante flange tarate Emerson. Le flange tarate sono strumenti di misura della portata di un fluido che sfruttano l'effetto Venturi, conseguenza dell'effetto Bernoulli. Bernoulli in particolare formulò una legge, nota come equazione di Bernoulli, che permette di relazionare velocità, pressione e quota di un fluido. Tale legge ha la seguente nota formulazione:

$$p + \frac{1}{2} \rho v^2 + \rho g h = \text{costante}$$

dove:

- p: pressione del fluido;
- ρ : densità del fluido;
- v: velocità del fluido;
- g: accelerazione di gravità;
- h: quota del fluido;

L'equazione di Bernoulli afferma quindi che la somma dei tre termini dell'equazione sopra deve essere sempre costante in qualunque punto del fluido; i termini possono variare se misurati in punti diversi, ma la loro somma deve sempre rimanere costante.

Si considera un condotto in cui scorre un fluido: se la quota e la densità del fluido non variano (fluido incomprimibile), ad un restringimento di sezione si ha un aumento della velocità del fluido, e per l'equazione scritta sopra, si ha una diminuzione della pressione.

Questo in particolare è noto come l'effetto Venturi e considerando due diversi punti di un condotto (denominati con i pedici 1 e 2), vale la seguente relazione:

$$p_1 + \frac{1}{2} \rho_1 v_1^2 = p_2 + \frac{1}{2} \rho_2 v_2^2$$

Sapendo che la portata di un fluido può esprimersi come il prodotto fra l'area di passaggio e la velocità del fluido stesso, ovvero:

$$Q = A v$$

e sapendo che la portata è costante ($Q_1 = Q_2$), si ha:

$$p_1 - p_2 = \frac{1}{2} \rho (v_2^2 - v_1^2)$$

$$p_1 - p_2 = \frac{1}{2} \rho \left[\left(\frac{Q_2}{A_2} \right)^2 - \left(\frac{Q_1}{A_1} \right)^2 \right]$$

Si può così determinare la portata che attraversa l'orifizio come:

$$Q_1 = A_2 \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2) / \rho}{1 - (A_2/A_1)^2}} \quad (1)$$

Su questo principio si basa la misura di portata mediante la flangia tarata. Il fluido passa attraverso l'orificio di una piastra incontrando un restringimento di sezione che ne comporta un'aumento di velocità e quindi una caduta di pressione a valle. Misurando la caduta di pressione e la variazione di area fra la sezione del condotto e quella dell'orificio, si può determinare la portata che scorre all'interno del tubo, mediante la (1). Lo strumento fornisce direttamente la misura della portata.

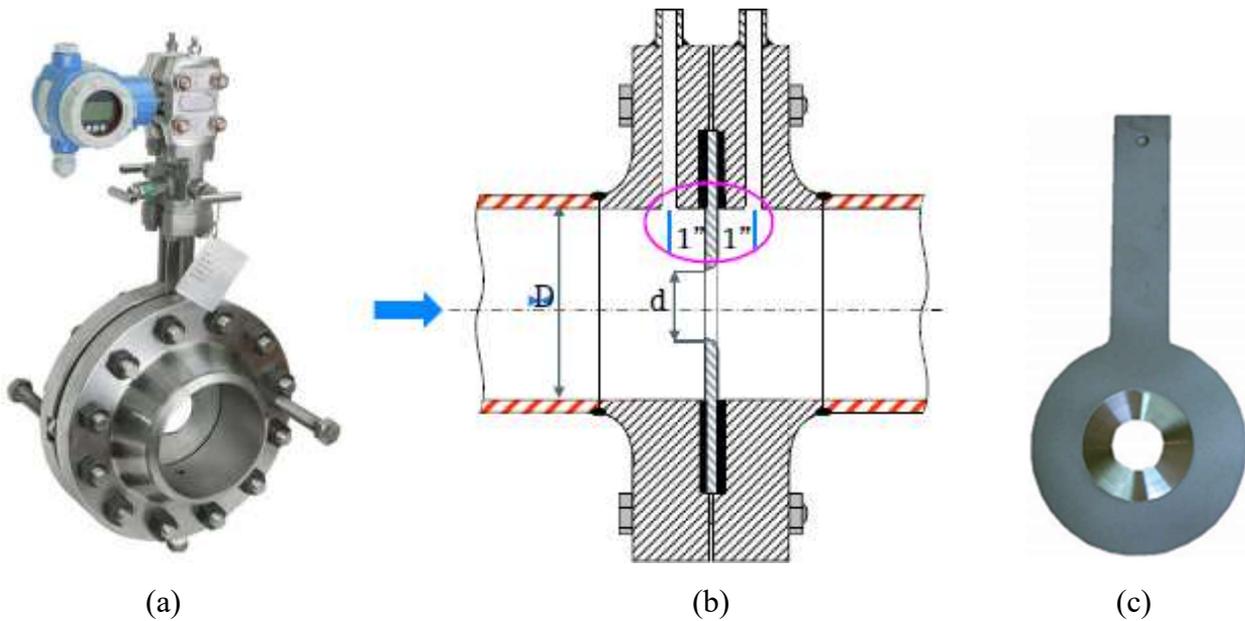


Figura 3.13: (a)immagine di una flangia tarata, (b) sezione della flangia tarata, (c) orifice plate della flangia

Misura della portata di aria:

La misura della portata di aria è stata effettuata mediante un altro strumento: l'anemometro a filo caldo. L'anemometro a filo caldo è formato da un tubo con all'interno un sensore, ovvero un sottile filamento in genere di platino che diventa incandescente al passaggio di energia elettrica e che quindi si riscalda. Il flusso d'aria che lambisce il sensore tende a raffreddarlo, mentre un circuito a ponte tende a mantenere il sensore a temperatura costante. Questo strumento in pratica utilizza la differenza di temperatura tra quella dell'aria che scorre intorno al tubo e quella del filamento per riuscire a ricavare la velocità del fluido. Si ha infatti:

$$V * i = Q = K * \Delta T = K (T_{filo} - T_{aria})$$

Dove:

- V = tensione misurata in Volt
- i = corrente misurata in ampere

- Q = potenza misurata in Watt

La potenza dissipata è direttamente proporzionale alla velocità dell'aria infatti per mantenere la temperatura del sensore costante all'aumentare della velocità dell'aria, è richiesta più potenza. Ricavando K , e avendo una curva di taratura dello strumento che lega la velocità con il fattore K , si può determinare la velocità del fluido e quindi la portata conoscendo la sezione del condotto in cui il fluido scorre.

Misura della portata di biomassa:

Per la determinazione del flusso di biomassa in ingresso è stato utilizzato un metodo empirico; in particolare si è assunta costante la portata della coclea di alimentazione e si è misurato il peso di ogni carica. Ne è risultata una carica di biomassa di 700 g ogni 5 minuti. Naturalmente questo è un valore approssimato, ma il metodo empirico utilizzato per determinarlo è stato fino adesso il metodo di misura della carica di biomassa più semplice ed efficace.

3.4.9.2 Misura della temperatura

La misura della temperatura viene effettuata mediante termocoppie di classe B, installate in diversi punti dell'impianto; quest'ultime sono installate per determinare la temperatura dei flussi di massa all'interno dell'impianto. L'andamento della temperatura rilevata da queste termocoppie viene rendicontata grazie al PLC.

La determinazione della temperatura di pelle delle diverse parti dell'impianto viene invece eseguita manualmente da un operatore, mediante un altro strumento: il pirometro.

Termocoppie [21]:

La termocoppia è un trasduttore di temperatura il cui funzionamento è basato sull'effetto termoelettrico, in particolare sull'effetto Seebeck, secondo il quale quando un conduttore elettrico è soggetto a un gradiente termico, si ha la generazione di una forza elettromotrice (fem). Tale fem è funzione della differenza di temperatura agli estremi del conduttore.

La tensione che risulta alle estremità del conduttore è la somma di tutte le fem generate al suo interno; perciò a parità di differenza di temperatura complessiva, pur essendo possibili differenti distribuzioni di temperatura lungo il conduttore, tutte generano la stessa tensione totale. Considerando un solo conduttore, la somma delle fem interne lungo un circuito chiuso è nulla, a qualsiasi temperatura, ma mettendo a contatto due materiali conduttori con diverse caratteristiche forze elettromotrici termoelettriche-temperatura, si ottiene invece un'uscita di tensione rilevabile.

Una termocoppia è costituita quindi da una coppia di conduttori elettrici di diverso materiale uniti tra loro in un punto. Questa giunzione è convenzionalmente chiamata giunzione calda, ed è il punto nel quale si va a misurare la temperatura. L'altra estremità, costituita dalle estremità libere dei due conduttori, è invece chiamata giunzione fredda. Quando esiste una differenza di temperatura tra la zona del giunto caldo e la zona del giunto freddo, si rileva una differenza di potenziale elettrico tra le estremità libere della termocoppia in corrispondenza del giunto freddo.

Tale valore di tensione è funzione della differenza di temperatura, ma non è una sua funzione lineare. Non potendo effettuare quindi una lettura diretta della tensione, è necessaria un'interpolazione, a meno che non si consideri un intervallo di temperatura molto ridotto e non si pretenda un'elevatissima precisione.

Esistono a questo scopo delle tabelle di taratura che mettono in relazione il valore della forza elettromotrice con la temperatura nel giunto di misura, per ciascun tipo di termocoppie.

Queste tabelle sono sempre riferite alla temperatura di 0°C in corrispondenza del giunto di riferimento (giunto freddo); questo perché a parità di differenza di temperatura tra il giunto di misura e quello di riferimento potrebbero esserci tensioni diverse in uscita se la temperatura nel giunto di riferimento variasse. La temperatura del giunto freddo viene misurata tramite un termistore o una termoresistenza e utilizzata, all'interno dello strumento, per compensare elettricamente il segnale proveniente dalla termocoppia. Si induce una fem che varia con la temperatura, tale da compensare le variazioni di temperatura che si verificano alle terminazioni di riferimento. In questo modo si effettua la cosiddetta compensazione della temperatura ambiente, ovvero qualsiasi sia la temperatura presente nel giunto freddo, è come se quest'ultimo si trovasse alla temperatura di 0 °C.

La compensazione assicura la massima precisione di misura.

I materiali scelti per la realizzazione delle termocoppie sono diversi e l'intervallo di temperature coperto oggi, utilizzando metalli e leghe, si estende fra -260°C e 2600°C; i tipi di termocoppie utilizzate per ricoprire tale intervallo sono diversi e le norme internazionali IEC60584 (International Electrotechnical Commission) definiscono una serie di termocoppie standardizzate, identificate con una lettera (R, S, B, J, T, E, K, N, C e A).

Le termocoppie possono essere ripartite in due categorie principali: quelle a base di metalli preziosi (platino con platino-rodio) e quelle a base di metalli comuni come nichel-cromo con nichel-alluminio o ferro con rame-nichel. Le termocoppie a base di platino sono le più stabili, ma anche le più costose e il loro intervallo di utilizzo si estende dalla temperatura ambiente a circa 2000°C e anche da -270°C fino a 3000°C per brevi esposizioni. L'intervallo di funzionamento delle termocoppie comuni è

invece più limitato, da 0°C a 1200°C; per quanto riguarda però i segnali che si ottengono con i metalli preziosi, questi sono più deboli rispetto a quelli ottenuti con metalli comuni.

Le termocoppie di tipo B installate nell'impianto in particolare sono costituite da platino e 30% rodio per il conduttore positivo e platino e 6% rodio il conduttore negativo. Queste termocoppie possono essere utilizzate in intervalli di temperatura compresi fra 100°C e 1600°C in caso di funzionamento continuo e fino a 1800°C per brevi esposizioni. A causa della particolare relazione tensione-temperatura hanno un'uscita praticamente trascurabile fra 0°C e 50°C rendendo non necessaria la compensazione del giunto freddo.

Nella realtà, le termocoppie non possono essere realizzate sempre in modo conforme alle tabelle di riferimento e per questo motivo sono state pubblicate le tolleranze per i segnali in uscita dalle termocoppie; i produttori sono tenuti a fornire sensori conformi a tali limiti. Le tolleranze sono definite come la massima deviazione aggiuntiva (espressa in μV) che può essere causata dall'introduzione del cavo di estensione o di compensazione in un circuito.

I cavi di estensione sono costituiti da conduttori aventi la stessa composizione nominale delle termocoppie corrispondenti. Si indicano con una X dopo la lettera relativa al tipo di termocoppia (ad esempio: JX); i cavi di compensazione sono invece costituiti da conduttori di composizione diversa dalle termocoppie corrispondenti. Si indicano con una C dopo la lettera relativa al tipo di termocoppia (ad esempio: KC). Per distinguere tra le varie leghe all'interno di un medesimo gruppo, si aggiunge una lettera supplementare (ad esempio: KCA).

In molte applicazioni alle termocoppie è abbinato l'uso di una strumentazione con microprocessore e grazie a questo si usano modelli informatici per riprodurre la relazione fem-temperatura in modo da non dover utilizzare le tabelle dette sopra. La norma CEI EN 60584-1 fornisce in particolare le funzioni polinomiali dalle quali i dati tabellari sono stati ricavati e inoltre il national Physical Laboratory ha elaborato delle formule semplificate delle tabelle di riferimento standard, con una precisione di circa 0.1°C. Si riporta l'esempio delle termocoppie di classe B:

$$E = \sum_{i=1}^n a_i (t_{90})^i \quad \mu\text{V} \quad (\text{valida per } 0^\circ\text{C} < T < 630.615^\circ\text{C})$$

Dove:

- $a_1 = -2.4650818346 * 10^{-1}$
- $a_2 = 5.9040421171 * 10^{-3}$
- $a_3 = -1.3257931636 * 10^{-5}$
- $a_4 = 1.5668291901 * 10^{-3}$
- $a_5 = -1.6944529240 * 10^{-12}$

- $\alpha_6 = 6.2990347094 * 10^{-18}$

Si riporta di seguito una tabella con tutte le termocoppie installate nell'impianto.

Termocoppia	Posizione
TT101	Tramoggia di carico
TT301	Reattore: parte alta
TT302	Reattore: zona di pirolisi
TT303	Reattore: zona di combustione
TT304	Reattore: zona di riduzione
TT305	Reattore: zona di scarico del carbone
TT601	Uscita dallo scambiatore
TT801	Uscita dal filtro a manica
TT1001	Ingresso al motore endotermico

Tabella 3.6: indicazione delle termocoppie installate nell'impianto e relativa posizione

Pirometro:

Il pirometro è lo strumento utilizzato per misurare la temperatura di pelle dei vari componenti dell'impianto. Se ne riporta un'immagine:



Figura 3.14: immagine del pirometro utilizzato per la determinazione delle temperature di pelle dei componenti dell'impianto

Il pirometro in particolare è un sensore di temperatura ad infrarossi; la sua costituzione basilare è realizzata da una lente che direziona l'energia infrarossa (IR) emanata da un corpo su un ricevitore la cui funzione è di convertire l'energia infrarossa in un segnale elettrico. Tale segnale viene visualizzato in termini di temperatura dopo essere stato compensato per via delle variazioni di temperatura ambiente. Questa configurazione permette la misura della temperatura a distanza senza contatto con l'oggetto da misurare. Per tale motivo, il termometro a infrarossi è utile nel misurare la temperatura

in circostanze dove termocoppie o altre tipologie di sensori a contatto non possono essere utilizzati o non fornirebbero dati accurati.

3.4.9.3 Misura delle pressioni

La pressione nei vari punti nell'impianto viene misurata mediante trasduttori di pressione della Fisme srl. Nella rilevazione della pressione non c'è esigenza di avere misure raffinate; non vengono quindi utilizzati strumenti ad alta precisione.

Di seguito si riporta una tabella con i trasduttori di pressione installati nell'impianto.

Trasduttore di pressione	Posizione
PT301	Reattore: parte alta
PT302	Reattore: zona di combustione
PT601	Uscita dallo scambiatore
PT801	Uscita dal filtro a manica
PT901	Ingresso al filtro di sicurezza
PT1001	Ingresso al motore endotermico

Tabella 3.7: indicazione dei trasduttori di pressione installati nell'impianto e relativa posizione

3.4.9.4 Misura degli assorbimenti elettrici dei motori

La misura degli assorbimenti elettrici dei motori, ovvero della corrente assorbita da ognuno di essi durante il loro funzionamento è stata misurata manualmente da un operatore mediante pinza amperometrica certificata, ovvero verificata usando una strumentazione di riferimento.

Questo strumento, portatile, si utilizza per misurare l'intensità di correnti elettriche su parti di un impianto che non possono essere messe fuori servizio. Viene usata per misure correnti di media/alta intensità (fino a 1000 A), con una precisione accettabile, ma generalmente inferiore rispetto agli amperometri classici. Gli amperometri classici, per poter effettuare la misura, devono essere inseriti in serie al circuito, il che implica la necessità di interrompere momentaneamente la linea per poi ripristinarla con lo strumento inserito; la pinza amperometrica invece è in grado di misurare correnti venendo semplicemente "agganciata" attorno al conduttore: questa infatti rileva l'intensità del campo elettromagnetico presente attorno al cavo e la trasforma in un segnale elettrico inviato al misuratore (di tipo analogico o digitale).

L'anello apribile (detto anche "ganascce") che viene agganciato al conduttore sotto misura è costruito con materiale ferromagnetico (pacco di lamierini o, nei modelli attuali, con ferrite), costituendo di

fatto il nucleo di un trasformatore di corrente, il cui primario è rappresentato dal cavo a cui viene agganciato, mentre il secondario è costituito da una bobina avvolta intorno al nucleo (non visibile perché si trova all'interno dell'apparecchio).

La tensione all'uscita della bobina viene inviata ad uno strumento di misura analogico o a un misuratore digitale con display LCD.

3.4.9.5 Il PLC

Il PLC (controllore a logica programmabile) è un computer per industria specializzato nella gestione e controllo dei processi industriali. Il PLC esegue un programma ed elabora i segnali digitali ed analogici provenienti da sensori e diretti agli attuatori presenti in un impianto.

Il PLC controlla in particolare gli azionamenti di valvole e motori.

3.4.9.6 La contabilizzazione dell'energia

La contabilizzazione dell'energia prodotta avviene mediante trasformatori amperometrici.

I trasformatori amperometrici sono condizionatori di segnale di tipo elettromagnetico che inseriti su sistemi funzionanti in corrente alternata permettono di riprodurre la grandezza che si vuole misurare (corrente in questo caso) secondo un determinato fattore di scala e senza apprezzabile scostamento di fase. I trasformatori amperometrici dispongono perciò di almeno due avvolgimenti (primario e secondario) ciascuno dei quali con almeno due terminali e da un nucleo magnetico sul quale i suddetti avvolgimenti sono avvolti. La grandezza da misurare viene applicata ai terminali del primario mentre ai terminali del secondario vengono collegati gli strumenti di misura; l'avvolgimento primario, che deve essere attraversato dalla corrente da misurare viene collegato in serie al circuito.

3.5 Prove di funzionamento dell'impianto

L'impianto necessita di prove per poterne testare il funzionamento e durante queste vengono rendicontati mediante software:

- flussi di massa (aria, biomassa, prodotti della gassificazione);
- equivalence ratio;
- temperature e pressioni nel reattore;
- temperature e pressioni nell'impianto;
- rotazioni dei motori;
- attivazione degli attuatori e pistoni pneumatici.

Di seguito si riporta l'andamento delle varie grandezze rilevate durante una prova di funzionamento effettuata nel mese di luglio 2018, presa come riferimento; gli stessi dati sono quelli utilizzati per la redazione del bilancio che sarà esposto nel seguente capitolo.

Durante questa prova era ancora installato il motore Prakash da 20 kWe e la produzione di energia elettrica e termica era ancora nulla. L'intervallo di tempo considerato, dal quale sono stati estrapolati i dati, è dalle 9.45 alle 13.45 in quanto in questo lasso di tempo l'impianto aveva un funzionamento stabile.

3.5.1 Andamento delle grandezze caratteristiche

Nelle immagini di seguito sono presentati i grafici riportanti l'andamento delle grandezze caratteristiche di funzionamento dell'impianto.

Nel primo grafico (figura 3.15) è riportato l'andamento della temperatura nelle diverse parti del reattore, rilevate con le termocoppie descritte precedentemente, indicate fra parentesi; in particolare è riportata l'andamento della temperatura nei seguenti punti:

- all'inizio della zona di pirolisi (TT301)
- all'uscita della zona di pirolisi (TT302)
- nella zona di combustione (TT303)
- nella zona di riduzione (TT304)
- nella zona di scarico (TT305)
- temperatura dell'aria in ingresso al reattore.

Dall'analisi degli andamenti si vede come il funzionamento dell'impianto era stabile fra le ore 9 e 45 alle 13 e 15 e per questo solo i dati rilevati in quel lasso di tempo saranno presi in considerazione nel bilancio.

Nel secondo grafico (figura 3.16) è invece rappresentato l'andamento della temperatura in diversi punti dell'impianto, quali:

- la temperatura dei prodotti della gassificazione all'ingresso (TT601) del filtro a manica (o uscita scambiatore di calore)
- temperatura dei prodotti di gassificazione all'uscita (TT801) del filtro a manica
- temperatura del syngas inviato al motore endotermico (TT1001).

Nel terzo grafico (figura 3.17) è rappresentato l'andamento della pressione in diversi punti dell'impianto, rilevato mediante trasduttori di pressione, in particolare:

- pressione all'ingresso del filtro (PT601)
- pressione all'uscita del filtro (PT801)
- pressione all'uscita della ventola del syngas (PT901)
- pressione del syngas all'ingresso del motore endotermico (PT1001)

Nel quarto grafico (figura 3.18) è rappresentato l'andamento della pressione all'interno del reattore nelle zone di:

- pirolisi (PT301)
- combustione (PT302)

Nel quinto grafico (figura 3.19) è rappresentato l'andamento della rotazione dei motori dell'impianto comandati mediante inverter; in particolare di:

- motore della griglia di scarico del carbone (M301)
- ventola del syngas (M801)
- ventola dell'aria inviata al reattore (M302)
- ventola dell'aria di raffreddamento allo scambiatore (M502)

Da questo grafico si riesce a capire per quanto tempo il motore è stato in funzione e a quale velocità di rotazione funzionasse.

Nel sesto grafico (figura 3.20) sono riportati gli azionamenti di:

- tutti gli attuatori pneumatici dell'impianto
- del motore di azionamento della coclea di carico (M201)
- del motore della coclea del carbone (M601)
- motore della coclea con scambiatore (M502)

Quest'ultimi non sono comandati mediante inverter quindi lavorano solamente su cicli on-off e mediante questi grafici si riesce a vedere quando sono in funzione e quando sono spenti e ricavare quindi il relativo tempo di funzionamento.

Il settimo grafico (figura 3.21) riporta:

- l'andamento della portata di aria inviata al reattore
- l'andamento della portata di syngas prodotto durante il funzionamento dell'impianto

L'ultimo grafico (figura 3.22) riporta:

- l'andamento della portata di biomassa caricata al reattore
- l'andamento della portata di syngas prodotto
- l'andamento della temperatura di combustione.

Nella tabella di seguito si riportano i valori medi rilevati nell'intervallo di tempo 9.45 – 13.15 delle grandezze rendicontate, visibili dai diagrammi riportati. Nel capitolo 4 si riportano inoltre altre tabelle con tutti i dati di input utilizzati nel bilancio, sia i dati ricavati da misure manuali che i dati rendicontati mediante software.

Grandezza	Valore medio nell'intervallo orario 9.45 – 13.15	Unità di misura
TT301	200	°C
TT302	450	°C
TT303	1000	°C
TT304	850	°C
TT305	450	°C
TT601	115	°C
TT801	90	°C
TT1001	55	°C
PT301	-6	mbar
PT302	-10	mbar
PT601	-12	mbar
PT801	-16	mbar
PT901	6	mbar
PT1001	7	mbar
Portata aria al reattore	33	kg/h
Portata di biomassa caricata	21	kg/h
Portata di syngas prodotto	48	kg/h
Equivalence ratio	2	-

Tabella 3.8: valori medi nell'intervallo di tempo orario 9.45-13.15 delle grandezze rendicontate durante il funzionamento dell'impianto

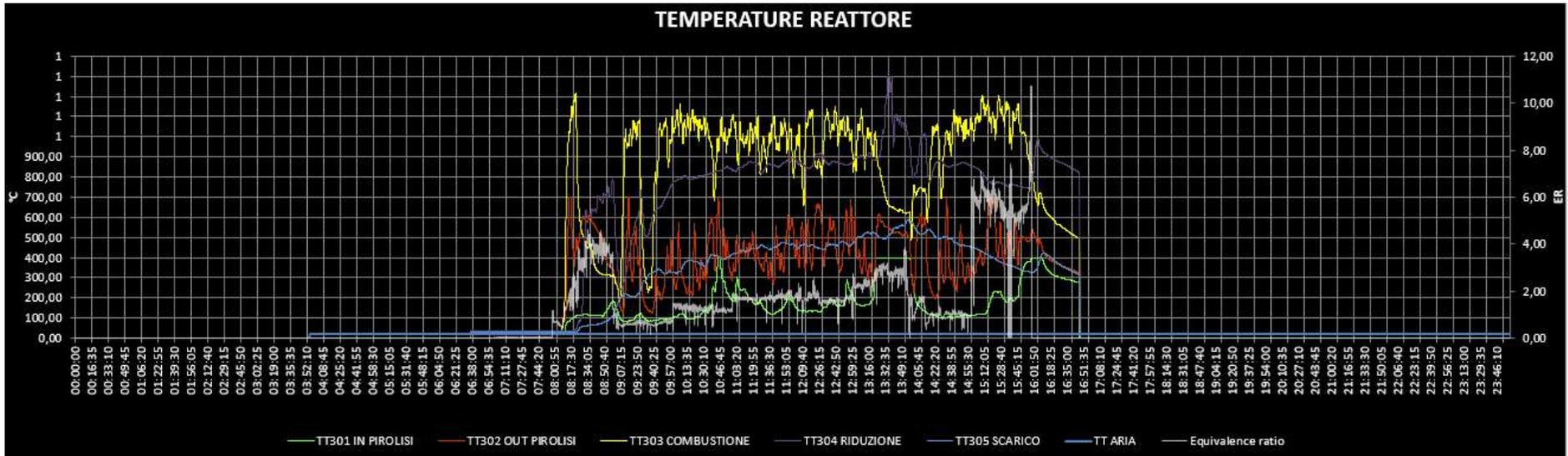


Figura 3.15: andamento della temperatura nei diversi punti del reattore

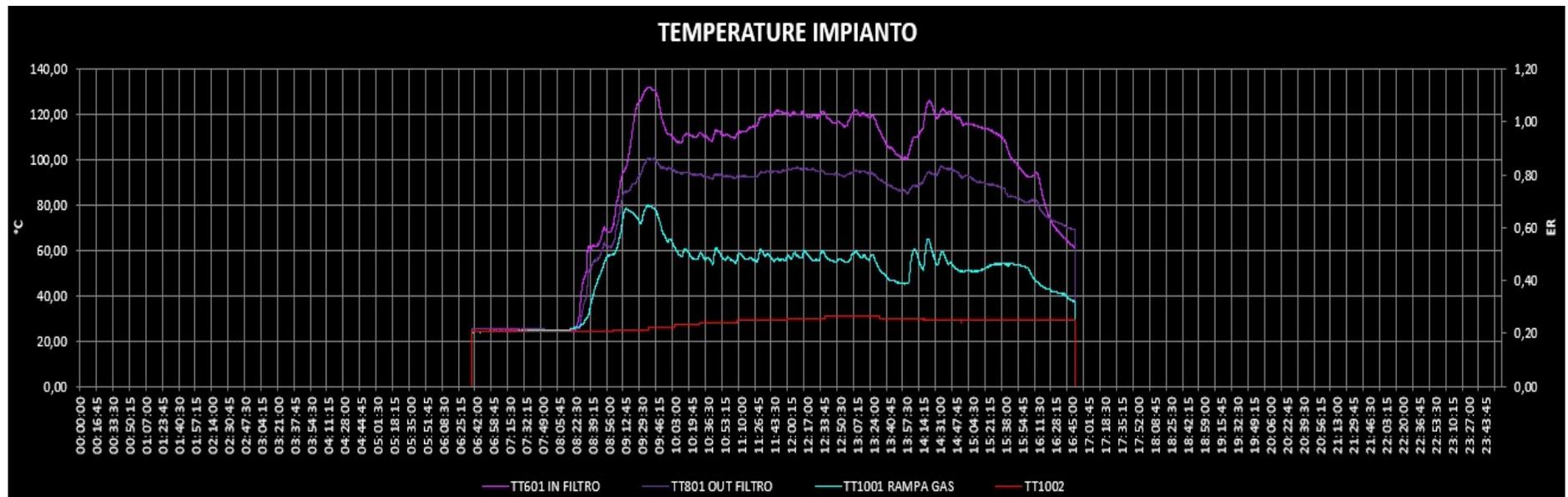


Figura 3.16: andamento della temperatura in diversi punti dell'impianto, rilevata dalle termocoppie TT601, TT801 e TT1001

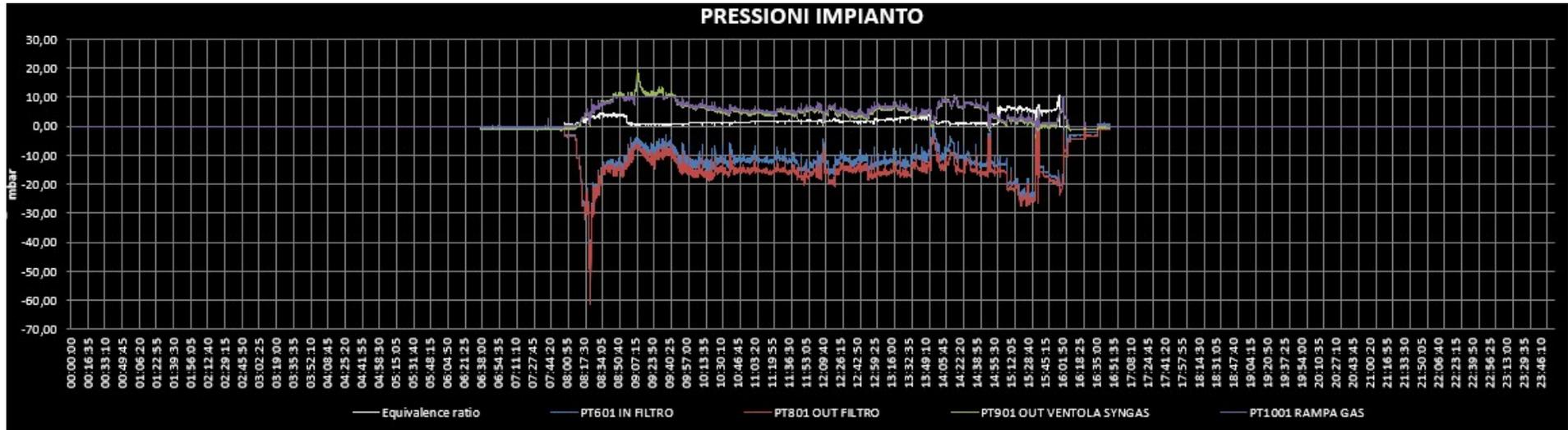


Figura 3.17: andamento della pressione nei diversi punti dell'impianto

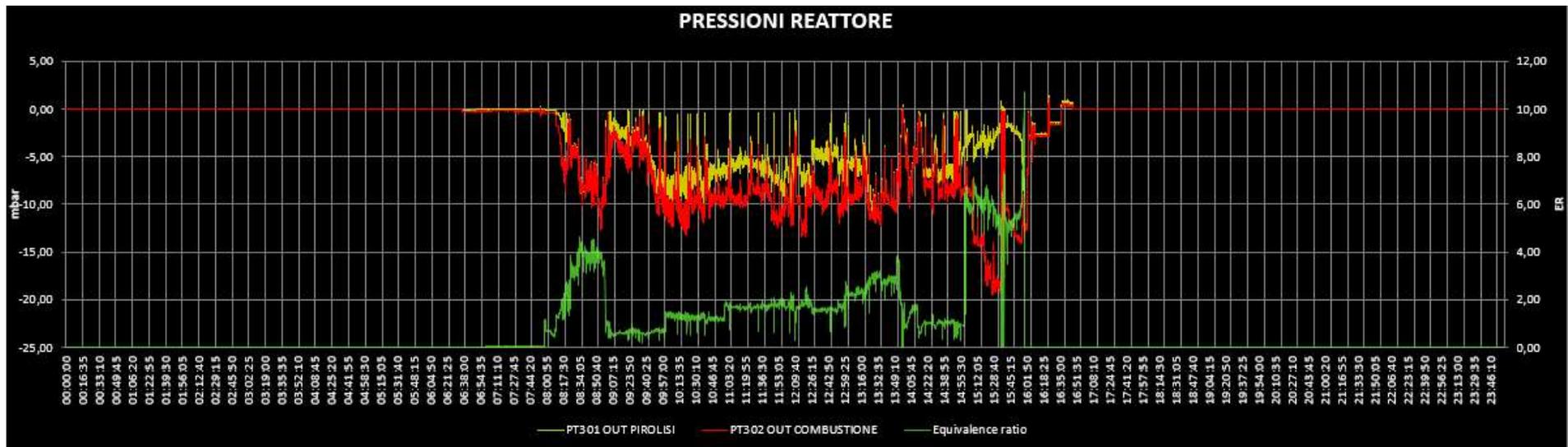


Figura 3.18: andamento della pressione nella zona di pirolisi e nella zona di combustione del reattore

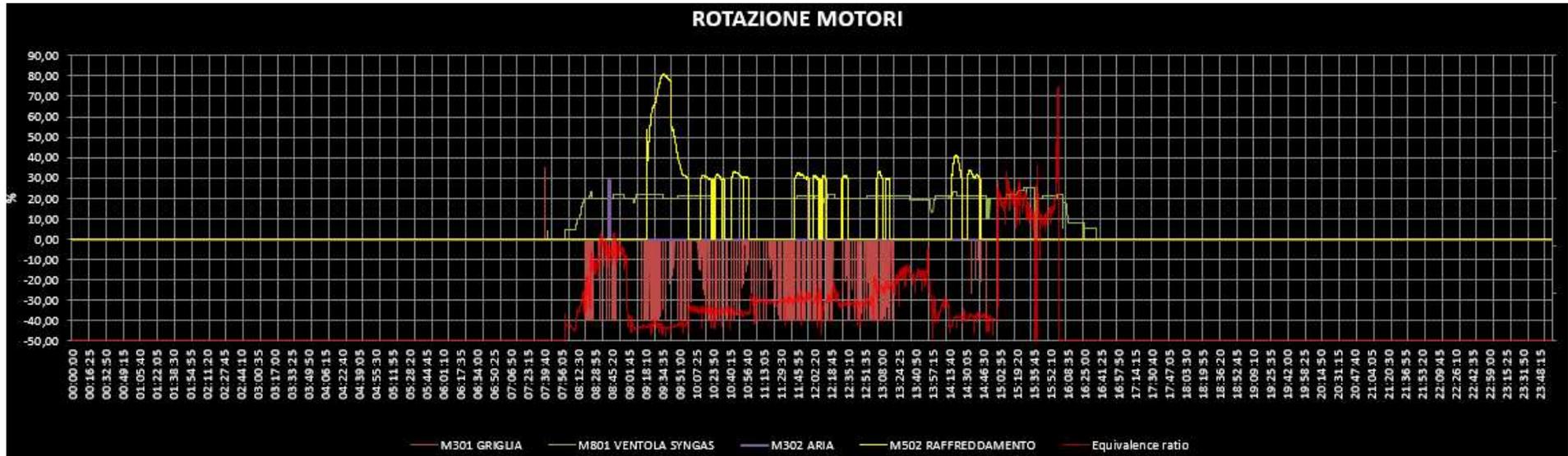


Figura 3.19: andamento della rotazione dei motori controllati da inverter

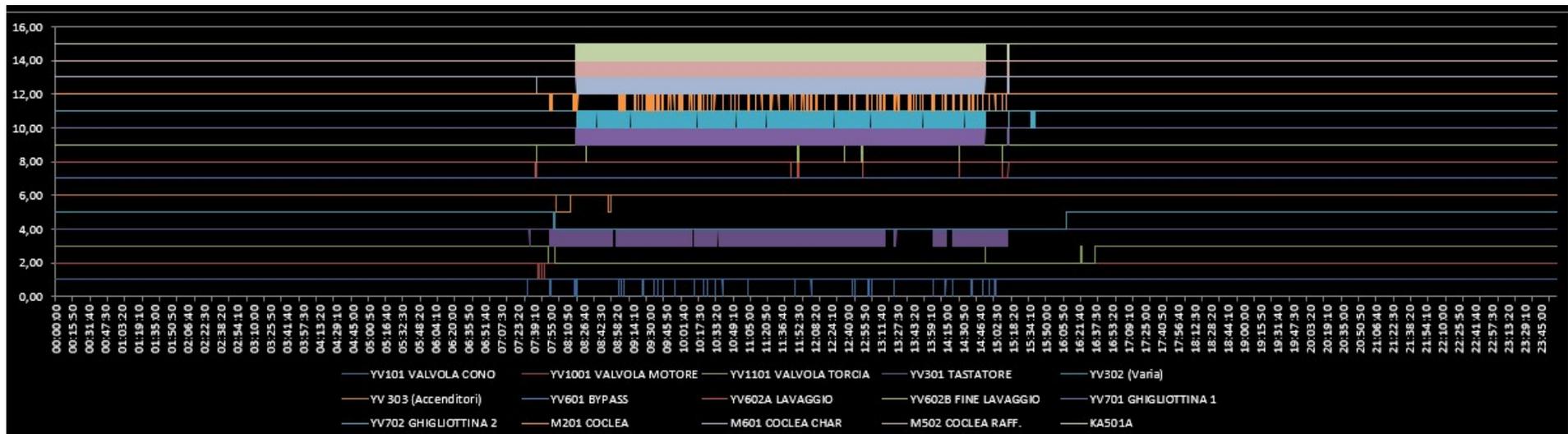


Figura 3.20: azionamenti degli organi pneumatici e dei motori non controllati da inverter

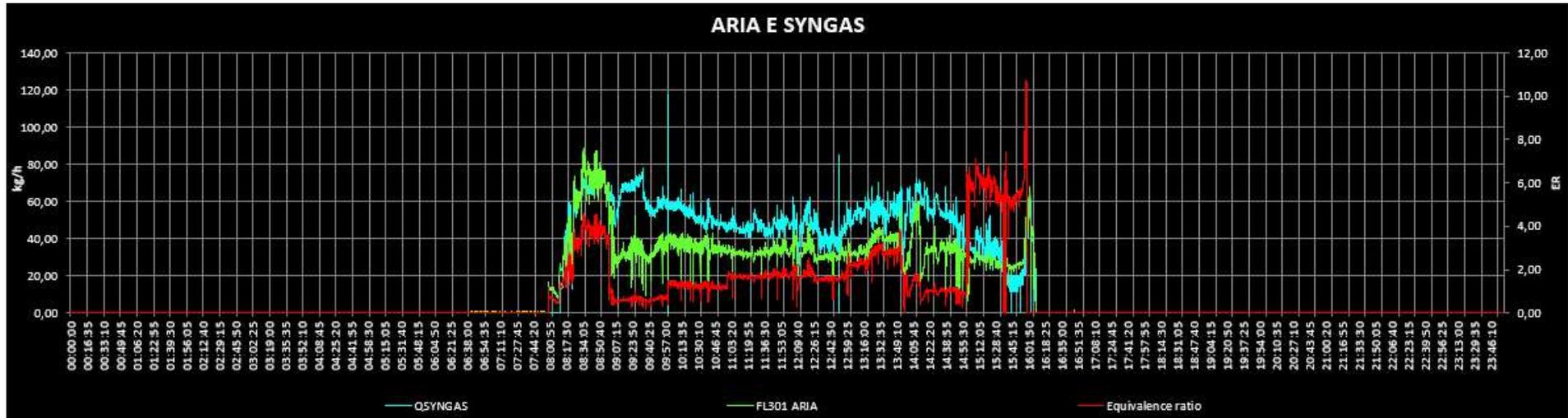


Figura 3.21: andamento della portata di syngas, aria ed efficiency ratio

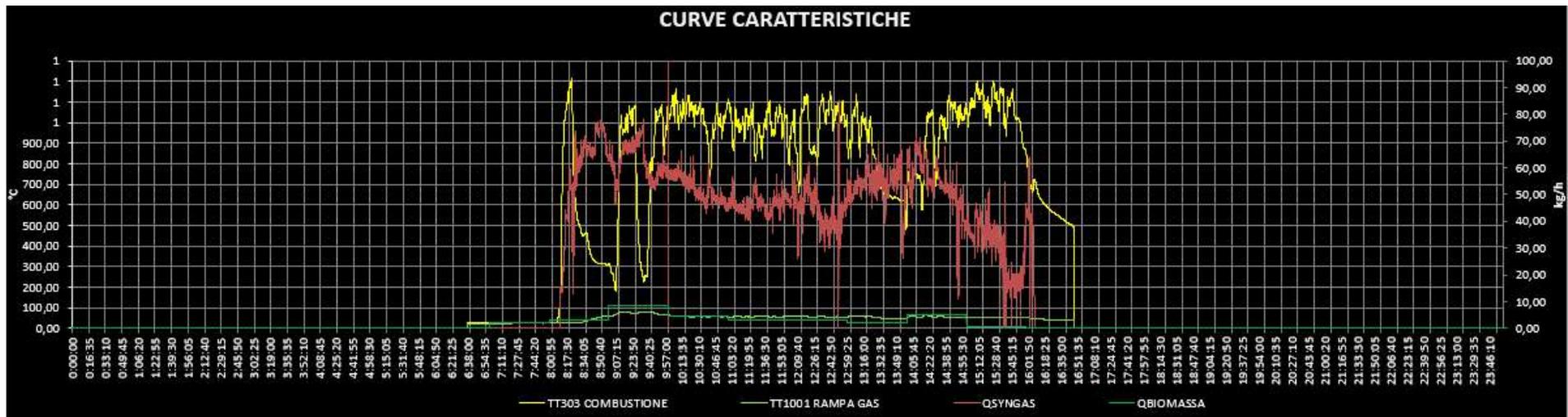


Figura 3.22: andamento della temperatura di combustione, della temperatura del syngas all'ingresso del motore, della portata di biomassa e di syngas prodotto

4. BILANCIO ENERGETICO E DI MASSA DELL'IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE

Dopo una panoramica sul mondo della biomassa e sul processo di gassificazione e dopo la presentazione dell'impianto di gassificazione, in questo capitolo verrà mostrata la procedura utilizzata per l'esecuzione del bilancio energetico e di massa di tale impianto, i dati di input utilizzati, le ipotesi assunte e i risultati ottenuti.

Ho svolto questo bilancio e tutte le attività a esso correlate durante il periodo di tirocinio. Dopo un primo sopralluogo in particolare è stato necessario uno scrupoloso lavoro di raccolta dati ed elaborazione di un modello implementato su Excel, del quale alla fine della trattazione riporterò le schermate del lavoro completato. L'esecuzione di questo bilancio ha impiegato all'incirca due mesi di tempo in quanto questo lavoro è stato inserito fra i normali lavori di routine riguardanti l'impianto, dalla sostituzione di componenti all'esecuzione di prove per testarne il funzionamento. In questi due mesi ho così potuto partecipare allo sviluppo di questo impianto, vederne le modifiche, le problematiche e i miglioramenti.

In questo capitolo, oltre che il modello del bilancio dell'impianto e la spiegazione della procedura seguita per ottenerlo, sono inoltre contenuti i modelli di calcolo realizzati per la determinazione delle dispersioni termiche alle pareti del reattore e dello scambiatore di calore, basati sui principi fondamentali dello scambio termico per convezione ed irraggiamento.

L'esecuzione del bilancio energetico di un impianto è fondamentale per valutarne l'efficienza, ovvero quanta energia produce a scapito dell'energia che consuma. Per eseguire il bilancio correttamente è stato necessario quantificare nel modo più esatto possibile tutti i flussi di massa che entrano e escono dal sistema, i flussi di energia, i consumi elettrici di tutti i componenti e ausiliari e l'energia termica ed elettrica prodotte.

I dati in input al bilancio li ho reperiti mediante misure manuali effettuate da tecnici presenti sull'impianto e dai dati rendicontati mediante software durante una prova di funzionamento dell'impianto presa come riferimento, effettuata nel mese di luglio 2018; il bilancio che ho ottenuto

può però essere utilizzato anche per lo studio dell'impianto in altre condizioni operative, modificando semplicemente i dati in input al modello.

Si inizia la trattazione di questo capitolo riportando l'elenco di tutti i dati in input utilizzati e la procedura seguita per la redazione del bilancio.

4.1 Dati in input al bilancio

In questo paragrafo si riportano tutti i dati in input al bilancio necessari: i flussi di massa, proprietà fisiche dei materiali e gas coinvolti nel processo, temperature e assorbimenti elettrici, raccolti nelle seguenti tabelle. Tali dati derivano da misure effettuate manualmente o dai dati rendicontati durante la prova di funzionamento dell'impianto presa come riferimento. I dati di seguito sono quelli riferiti a una prova di funzionamento effettuata nel mese di Luglio 2018 e presa come riferimento; tali dati possono essere sostituiti agevolmente con quelli di altre prove, per poter analizzare il funzionamento dell'impianto in diverse condizioni operative.

Il modello Excel ottenuto è, da questo punto di vista, un valido strumento per l'analisi dell'impianto e potrebbe bene applicarsi, con qualche modifica, anche ad altre tipologie di impianto, quali impianti di combustione e pirolisi.

Flussi di massa	Portata in massa [kg/h]
Cippato in ingresso	21.00
Aria in ingresso al reattore	33.00
Condense in uscita dal reattore	5.10
Carbone in uscita dal reattore	0.90
Syngas in uscita dal reattore	48.00

Tabella 4.1: Dati in input al bilancio: flussi di massa dell'impianto

Temperature	Valore [°C]
Temperatura ambiente	25.0
Temperatura prodotti gassificazione all'uscita del reattore	350.0
Temperatura prodotti di gassificazione all'uscita dello scambiatore (TT601)	119.1
Temperatura syngas dopo il filtro a manica (TT801)	86.4
Temperatura del syngas dopo la ventola M801 (TT1001)	60.0

Tabella 4.2: Dati in input al bilancio: valori di temperatura nei diversi punti dell'impianto

I valori di temperatura necessari per il calcolo delle dispersioni termiche alle pareti del reattore e dello scambiatore saranno riportati nel paragrafo dedicato al calcolo di tali grandezze.

Corrente	Grandezza	Valore
Cippato	PCI [kJ/kg]	17020.00
	Calore specifico [kJ/kg K]	1.94
Syngas	PCI [kJ/kg]	5500.00
	Calore specifico a pressione costante [kJ/kg K]	1.24
Char	PCI [kJ/kg]	32549.41
	Calore specifico a pressione costante [kJ/kg K]	1.50
Aria	Calore specifico a pressione costante [kJ/kg K] (per $20^{\circ}\text{C} < T < 40^{\circ}\text{C}$)	1.005
	Densità [kg/m^3] (in condizioni standard)	1.225
Acqua (condense)	Calore specifico a pressione costante [kJ/kg K]	4.19
	Densità [kg/m^3]	997.00
	Calore di condensazione [kJ/kg]	2260.00

Tabella 4.3: Dati in input al bilancio: proprietà fisiche dei flussi di massa coinvolti nel processo

Macchinario	Assorbimento elettrico [A]	Tensione di alimentazione [V]	Funzionamento orario [min/h]
M201	0.80	220	12
M301	0.54	220	36
M501	0.90	220	60
M601	0.60	220	60
M302	0.2	220	60
M502	1.20	220	30
M801	1.91	220	60
Compressore	8.50	220	24
Essiccatore	1.85	220	24

Tabella 4.4: Dati in input al bilancio: assorbimenti elettrici degli ausiliari d'impianto

4.2 Procedura utilizzata per l'esecuzione del bilancio energetico e di massa

Il bilancio energetico di un impianto deve contenere tutti i flussi di massa entranti e uscenti dal sistema, i flussi di energia ad essi associati, tutti i consumi di energia degli ausiliari, l'energia di reazione associata a eventuali reazioni chimiche presenti e la produzione di energia, termica e/o elettrica. L'esecuzione del bilancio globale dell'impianto passa attraverso l'analisi dei diversi sottosistemi in cui esso può essere suddiviso.

4.2.1 Suddivisione dell'impianto in sottosistemi

Il primo passo per l'esecuzione del modello di calcolo del bilancio energetico e di massa dell'impianto di gassificazione è stato quello di suddividere idealmente l'impianto in 6 sottosistemi ovvero:

- 1) Compressore-essiccatore
- 2) Reattore
- 3) Coclea con scambiatore di calore
- 4) Filtro a manica e stoccaggio char
- 5) Ventola del syngas
- 6) Motore endotermico

Di ogni sottosistema è stato eseguito il bilancio di massa e di energia e si è poi effettuato il bilancio globale dell'impianto, mettendo assieme i bilanci ai diversi sottosistemi.

4.2.1.1 Gruppo compressore – essiccatore

Il primo sottosistema considerato è quello del gruppo compressore – essiccatore. Il compressore serve per alimentare il circuito ad aria compressa per il funzionamento dei vari organi pneumatici, in particolare per azionare pistoni e attuatori delle valvole dell'impianto introdotte in precedenza. L'essiccatore accompagna il compressore per l'essiccamento dell'aria in ingresso all'impianto.

Per determinare la portata oraria di aria elaborata dal compressore si è considerato il consumo delle diverse utenze. Conoscendo il volume degli attuatori pneumatici e il numero di azionamenti all'ora si può determinare la quantità di aria necessaria per l'azionamento di tutti gli attuatori. La formula applicata è la seguente, per tutte le valvole:

$$C = V * A$$

con:

- C = consumo di aria compressa per l'organo pneumatico in questione [l/h]
- V = volume dell'organo pneumatico [l]

- A = azionamenti orari dell'organo [azionamenti/h]

Il volume dell'organo pneumatico è noto dal catalogo del pezzo mentre gli azionamenti orari sono stati ricavati dalla prova di funzionamento dell'impianto. Si riporta una tabella con i risultati relativi al calcolo della portata di aria elaborata dal compressore:

Organo pneumatico	Volume dell'organo pneumatico	Pressione di alimentazione	Frequenza di azionamento	Portata di aria richiesta dagli organi pneumatici
	(litri)	(bar)	(cicli/h)	(litri/h)
YV101	0,62	5,0	11	6.71
YV301	0,13	4,0	418	54.23
YV602	1,25	4,0	15	18.38
YV701	0,79	6,0	128	100.78
YV702	0,79	6,0	128	100.78
YV302	0,28	6,0	0.25	0.07
YV601	0,28	6,0	0	0
YV1001	0,28	6,0	0	0
YV1101	0,28	6,0	0.25	0.07
Portata di aria totale [litri/h]				281.02
Portata di aria totale [kg/h]				1.90

Tabella 4.5: risultati relativi al calcolo dell'aria elaborata dal compressore dell'impianto, per l'azionamento degli organi pneumatici

Il risultato ottenuto espresso in litri/h, è stato convertito in kg/h, in quanto tutte le portate dell'impianto sono sempre state espresse in tale unità di misura.

Per effettuare la conversione si è considerata la densità dell'aria a diverse pressioni, ovvero:

- Densità aria a 4 bar e 293 K: 4.76 kg/m^3
- Densità aria a 5 bar e 293 K: 5.94 kg/m^3
- Densità aria a 6 bar e 293 K: 7.13 kg/m^3

Altri dati utilizzati:

- Peso molecolare dell'aria: 28.96 kg/kmol
- Costante dei gas: 8.31 J/mol K

Moltiplicando ogni portata in l/h (convertita in m^3/h) per la densità dell'aria alla rispettiva pressione di alimentazione, si determina la portata di aria in kg/h.

Per il calcolo dell'assorbimento elettrico di compressore ed essiccatore è stata invece calcolata la potenza assorbita dalle due macchine mediante la formula:

$$P = V * I$$

con:

- P = potenza assorbita [kW]
- V = tensione di alimentazione, pari a 220 V
- I = corrente assorbita [A]

La corrente assorbita è stata determinata mediante misura con pinza amperometrica durante la prova di funzionamento dell'impianto considerata.

Conoscendo la potenza assorbita, si può determinare l'energia assorbita in kWh, moltiplicando la potenza per il tempo di funzionamento del compressore all'ora, rilevato sempre durante la prova. Lo stesso procedimento è stato seguito per l'essiccatore, misurando sempre mediante pinza amperometrica la corrente assorbita da tale macchina.

Si riporta una tabella con gli assorbimenti elettrici di compressore ed essiccatore.

Compressore	Corrente assorbita [A]	8.5
	Tensione alimentazione [V]	220
	Energia elettrica assorbita [kWh el]	0.75
Essiccatore	Corrente assorbita [A]	1.85
	Tensione alimentazione [V]	220
	Energia elettrica assorbita [kWh el]	0.16
Energia elettrica totale assorbita [kWh el]		0.91

Tabella 4.6: risultati relativi agli assorbimenti elettrici di compressore ed essiccatore

4.2.1.2 Reattore

Il bilancio al reattore è il più complicato in quanto si hanno diversi flussi di massa e soprattutto al suo interno avvengono un'innumerabile quantità di reazioni chimiche.

Nel bilancio a questo sottosistema vi sono diversi flussi di massa: il cippato e l'aria in ingresso, il syngas, il char e le condense in uscita.

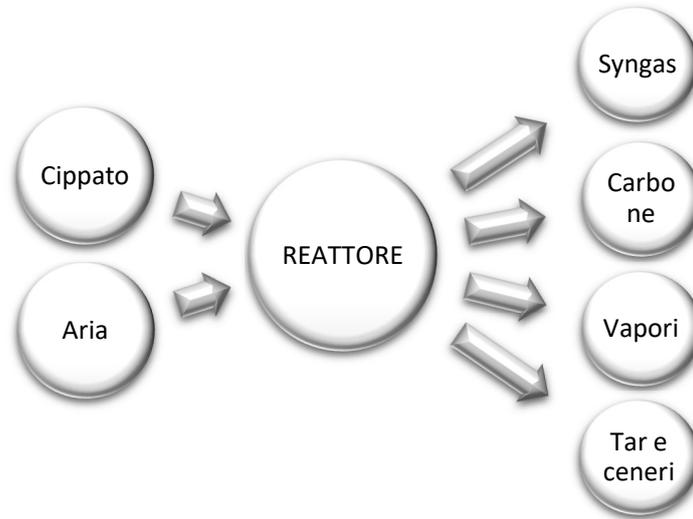


Figura 4.1: flussi di massa al reattore

Nell'esecuzione del bilancio occorre applicare il principio di Conservazione della Massa, mediante il quale si ricava la seguente espressione:

$$\dot{m}_{cippato} + \dot{m}_{aria} = \dot{m}_{syngas} + \dot{m}_{char} + \dot{m}_{condense}$$

ed il principio di Conservazione dell'Energia fra reagenti e prodotti; vale quindi la seguente relazione:

$$\dot{m}_{cippato} h_{cippato}(T_{cippato}) + \dot{m}_{aria} h_{aria}(T_{aria}) = \dot{m}_{syngas} h_{syngas}(T_{syngas}) + \dot{m}_{cha} h_{cha}(T_{char}) + \dot{m}_{condense} h_{condense}(T_{condense})$$

Di seguito si riportano le espressioni utilizzate per calcolare l'energia associata alla biomassa e all'aria in ingresso e a syngas, char e condense in uscita:

$$E_{aria} = \dot{m}_{aria} c_{p_aria} (T_{aria} - T_{rif})$$

$$E_{cippato} = \dot{m}_{cippato} [PCI_{cippato} + c_{p_cippato} (T_{cippato} - T_{rif})]$$

$$E_{syngas} = \dot{m}_{syngas} [PCI_{syngas} + c_{p_syngas} (T_{syngas} - T_{rif})]$$

$$E_{char} = \dot{m}_{char} [PCI_{char} + c_{p,char} (T_{char} - T_{rif})]$$

$$E_{condense} = \dot{m}_{condense} c_{p,condense} (T_{condense} - T_{rif})]$$

Dove:

- E_i = energia associata al flusso di massa i-esimo[kJ];
- \dot{m}_i = portata del flusso di massa i-esimo [kg/h];
- PCI_i = potere calorifico inferiore [kJ/kg]
- $c_{p,i}$ = calore specifico del flusso di massa i-esimo [kJ/kg °C]
- $\Delta T = (T_i - T_{rif})$ = differenza di temperatura fra la temperatura a cui si trova il flusso di massa i-esimo e la temperatura di riferimento, presa pari a 0°C.

Nelle tabelle di seguito si riportano i risultati relativi al bilancio di massa e al bilancio energetico al reattore. I dati utilizzati sono riportati nel paragrafo 4.1 di questo capitolo.

Bilancio energetico al reattore	Unità di misura
	kWh
Energia associata al cippato	99.51
Energia associata all'aria	0.23
TOTALE ENERGIA IN INGRESSO	99.74
Dispersioni termiche al mantello	1.18
Energia in uscita associata al char	8.27
Energia in uscita associata ai vapori	4.49
Energia in uscita associata al syngas	79.12
Calore sviluppato dalle reazioni di gassificazione	6.69
TOTALE ENERGIA IN USCITA	99.74
Energia disponibile al sottosistema coclea con scambiatore [kWh]	91.88

Tabella 4.7: bilancio energetico al reattore

Bilancio di massa al reattore	Unità di misura
	Kg/h
Cippato in ingresso	21.0
Aria in ingresso	33.0
TOTALE MASSA ENTRANTE	54.0
Syngas in uscita	48.0
Char in uscita	0.9
Vapori in uscita	5.1
TOTALE MASSA USCENTE	54.0

Tabella 4.8: bilancio di massa al reattore

4.2.1.3 Coclea con scambiatore di calore

Il bilancio di massa a questo sottosistema è semplice in quanto si hanno gli stessi flussi di massa entranti e uscenti.

Bilancio di massa al sistema coclea con scambiatore di calore	Unità di misura
	kg/h
Char in ingresso	0.9
Syngas in ingresso	48
Vapori in ingresso	5.1
TOTALE MASSA ENTRANTE	54.0
Char in uscita	0.9
Syngas in uscita	48
Vapori in uscita	5.1
TOTALE MASSA USCENTE	54.0

Tabella 4.9: bilancio di massa al sistema coclea con scambiatore

Nel bilancio energetico occorre tenere in considerazione lo scambio di calore che si ha fra i prodotti della gassificazione e l'aria utilizzata per il loro raffreddamento; in particolare tale quantità di calore è stata determinata applicando la legge di Conservazione dell'Energia:

$$E_{syngas_in} + E_{char_in} + E_{vapori_in} = E_{syngas_out} + E_{char_out} + E_{vapori_out} + Q_{d,s} + Q_{raff}$$

Dove:

- E_i = energia del flusso di massa i-esimo

- $Q_{d,s}$ = calore disperso al mantello dello scambiatore
- Q_{raff} = calore ceduto all'aria di raffreddamento

Il calore ceduto all'aria di raffreddamento è stato calcolato come differenza mediante l'espressione:

$$Q_{raff} = E_{syngas_in} + E_{char_in} + E_{vapori_in} - (E_{syngas_out} + E_{char_out} + E_{vapori_out} + Q_d)$$

Come verifica sul calcolo effettuato, si è calcolata la potenza ceduta all'aria di raffreddamento come:

$$Q_{raff} = \dot{m} c_p \Delta T$$

Dove:

- \dot{m} = portata di aria elaborata dalla ventola
- c_p = calore specifico dell'aria a temperatura ambiente
- ΔT = differenza di temperatura fra il valore di temperatura raggiunto dall'aria in uscita allo scambiatore e il valore all'ingresso

Dalla verifica si è ottenuto un valore simile a quello del calcolo precedente, a meno di qualche approssimazione.

Il calcolo delle dispersioni termiche alle pareti è riportato in un paragrafo di seguito.

Si riportano i risultati relativi al bilancio energetico del sistema coclea con scambiatore di calore nella tabella riportata di seguito:

Bilancio energetico al sistema coclea con scambiatore di calore	Unità di misura
	kWh
Energia in ingresso associata al syngas	79.12
Energia in ingresso associata al char	8.27
Energia in ingresso associata ai vapori	4.49
TOTALE ENERGIA IN INGRESSO	91.88
Dispersioni termiche al mantello	0.36
Energia in uscita associata al syngas	75.30
Energia in uscita associata al char	8.18
Energia in uscita associata ai vapori	3.84
Calore ceduto all'aria di raffreddamento	4.19
TOTALE ENERGIA IN USCITA	91.88
Energia disponibile al sottosistema filtro a manica- scarico carbone[kWh]	87.32

Tabella 4.10: Bilancio energetico al sistema coclea con scambiatore di calore

4.2.1.4 Filtro a manica-scarico carbone

Il bilancio di massa al filtro a manica è uguale a quello del sottosistema precedente in quanto non avvengono reazioni chimiche; si ha però la separazione del syngas da tutte le impurità quali char, condense, ceneri e tar. Le ceneri e il tar non compaiono nei flussi di massa uscenti dal gassificatore in quanto sono presenti in quantità trascurabile rispetto agli altri flussi quali syngas, condense e char.

Nel bilancio energetico a questo sottosistema occorre considerare i flussi di energia legati ai flussi di massa, le dispersioni termiche alle pareti del filtro, e l'energia di condensazione dei vapori. I vapori, nell'attraversamento del filtro a manica e del successivo filtro di sicurezza, passano da una temperatura di 119°C a una temperatura di circa 86 °C. Il contatto del gas con le pareti più fredde di questi filtri e con le tubazioni porta alla condensazione dei vapori, costituiti essenzialmente da vapore acqueo. Nel calcolo dell'energia di condensazione dei vapori si considera il calore latente di condensazione dell'acqua pari a 2260 kJ/kg; tale energia viene ceduta dal sistema all'ambiente.

Il calcolo delle dispersioni termiche Q_d prevede l'utilizzo della Legge di Conservazione dell'Energia, e sono state determinate mediante la seguente relazione:

$$Q_{d_f} = E_{syngas_in} + E_{char_in} + E_{vapori_in} - (E_{syngas_out} + E_{cha_out} + E_{vapori_out} + Q_{cond})$$

Dove:

- E_i = energia del flusso di massa i-esimo
- Q_{d_f} = calore disperso al mantello del filtro a manica
- Q_{cond} = energia di condensazione dei vapori

Nelle due tabelle di seguito si riportano i risultati relativi al bilancio energetico e di massa al sottosistema filtro a manica.

Bilancio energetico al filtro a manica	Unità di misura
	kWh
Energia in ingresso associata al syngas	75.30
Energia in ingresso associata al char	8.18
Energia in ingresso associata ai vapori	3.84
TOTALE ENERGIA IN INGRESSO	87.32
Dispersioni termiche al mantello	0.68
Energia in uscita associata al syngas	74.76
Energia in uscita associata al char	8.17
Energia in uscita associata ai vapori	0.50
Calore di condensazione dei vapori	3.20
TOTALE ENERGIA IN USCITA	87.32
Energia disponibile al sottosistema ventola del syngas [kWh]	74.76

Tabella 4.11: bilancio energetico al filtro a manica

Bilancio di massa al filtro a manica	Unità di misura
	kg/h
Char in ingresso [kg/h]	0.9
Syngas in ingresso [kg/h]	48
Vapori in ingresso [kg/h]	5.1
TOTALE MASSA ENTRANTE [kg/h]	54.0
Char in uscita [kg/h]	0.9
Syngas in uscita [kg/h]	48
Vapori in uscita [kg/h]	5.1
TOTALE MASSA USCENTE [kg/h]	54.0

Tabella 4.12: bilancio di massa al filtro a manica

4.2.1.5 Ventola del syngas

Il bilancio di massa a tale sottosistema è banale in quanto la portata di syngas in ingresso alla ventola è identica alla portata in uscita, pari a 48 kg/h; tale ventola serve infatti esclusivamente all'aspirazione del syngas che deve essere inviato al motore endotermico.

Nel bilancio energetico occorre invece tenere in considerazione un'ulteriore diminuzione della temperatura del syngas, che passa da 88°C a 60°C circa e le dispersioni termiche che si hanno in questo sottosistema, determinate sempre grazie all'applicazione della Legge di Conservazione dell'Energia:

$$Q_{d,v} = E_{syngas_in} - E_{syngas_out}$$

Dove:

- $Q_{d,v}$ = calore disperso nel sottosistema della ventola del syngas

Nella tabella di seguito si riportano i risultati relativi al bilancio energetico alla ventola.

Bilancio energetico alla ventola del syngas	Unità di misura
	kWh
Energia in ingresso associata al syngas	74.76
TOTALE ENERGIA IN INGRESSO	74.76
Dispersioni termiche	0.44
Energia in uscita associata al syngas	74.33
TOTALE ENERGIA IN USCITA	74.76
Energia disponibile al motore endotermico [kWh]	74.33

Tabella 4.13: bilancio energetico al sottosistema ventola del syngas

4.1.2.4 Motore endotermico - alternatore

In questa Tesi non viene presentato il bilancio energetico del sottosistema motore-alternatore in quanto l'impianto non è ancora in produzione e non si hanno quindi dati sulla potenza termica ed elettrica prodotte.

Gli unici dati disponibili sono relativi al funzionamento dell'impianto quando ancora era installato il motore da 20 kW; in particolare la produzione (non continua) era di 5 kWe. Solo durante una prova si era ottenuta una produzione di picco di 14 kWe.

4.2.2 Calcolo del consumo elettrico degli ausiliari

In questo paragrafo si riporta il calcolo di tutti gli assorbimenti elettrici dei macchinari dell'impianto, compressore, essiccatore e tutti i motori installati. La potenza assorbita da ogni motore si calcola con la seguente:

$$P = V * I$$

dove:

- P = potenza assorbita [kW]
- V = tensione di alimentazione, pari a 220 V
- I = corrente assorbita [A]

La corrente assorbita è stata determinata mediante misura con pinza amperometrica durante la prova di funzionamento dell'impianto considerata; conoscendo la potenza assorbita, si può determinare l'energia assorbita in kWh, moltiplicando la potenza per il tempo di funzionamento del motore in esame. Tale dato viene rendicontato durante la prova.

I risultati sono riportati in tabella e nell'immagine successiva si riporta:

Macchinario	Assorbimento elettrico [A]	Tensione di alimentazione [V]	Funzionamento orario [min/h]	Energia elettrica assorbita [kWh]
M201	0.80	220	12	0.04
M301	0.54	220	36	0.07
M501	0.90	220	60	0.20
M601	0.60	220	60	0.13
M302	0.2	220	60	0.04
M502	1.20	220	30	0.13
M801	1.91	220	60	0.42
Compressore	8.50	220	24	0.75
Essiccatore	1.85	220	24	0.16
Totale energia elettrica assorbita dagli ausiliari				2.00

Tabella 4.14 assorbimenti elettrici delle macchine dell'impianto

4.2.3 Modello per il calcolo delle dispersioni termiche alle pareti del reattore

Il calcolo delle dispersioni termiche al reattore prevede la determinazione delle dispersioni termiche per convezione e irraggiamento in quanto la superficie esterna del reattore si trova a una temperatura media di 80°C.

Il reattore è stato suddiviso idealmente in 5 parti disperdenti, indicate nell'immagine di seguito: cilindro superiore, cilindro inferiore, piastra, coperchio superiore e coperchio inferiore. Le temperature di pelle delle diverse parti del reattore sono state determinate manualmente mediante un pirometro.

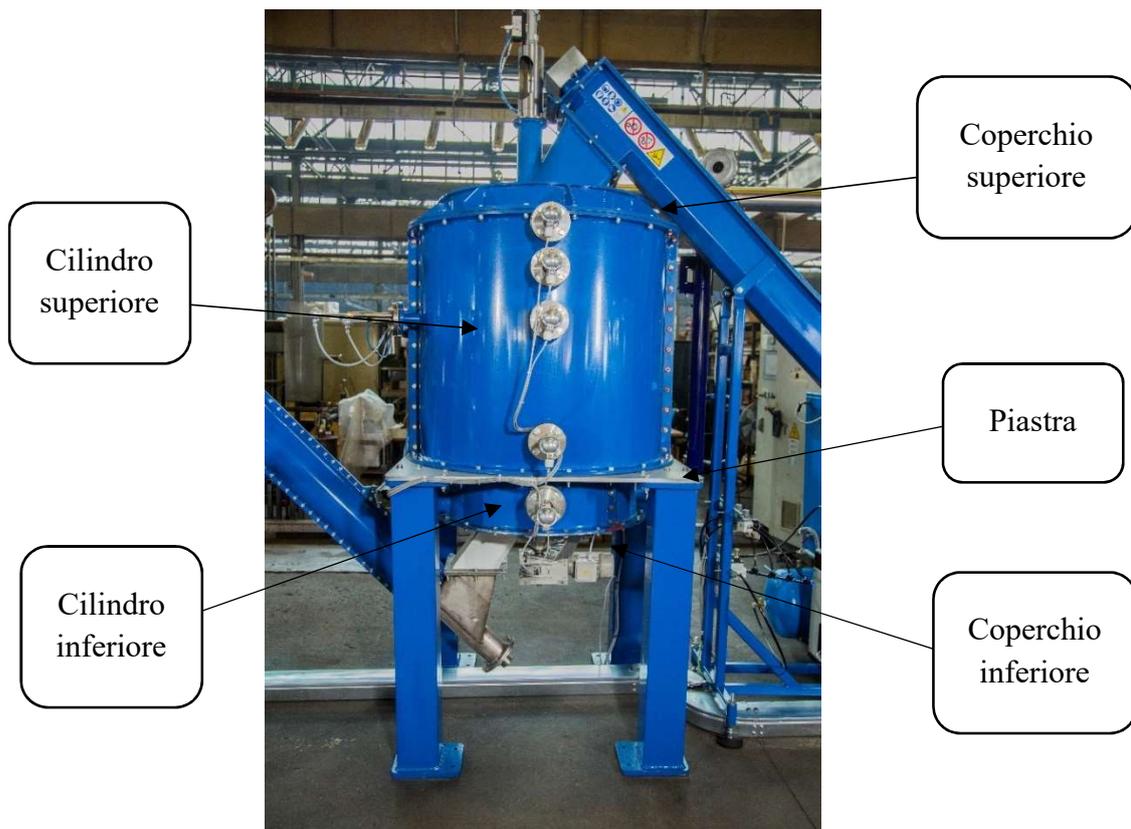


Figura 4.2: indicazione delle parti del reattore considerate per il calcolo delle dispersioni termiche

Parte del reattore	Temperatura di pelle [°C]
Cilindro superiore	65
Cilindro inferiore	65
Piastra	90
Coperchio superiore	75
Coperchio inferiore	80

Tabella 4.15: dati in input per il calcolo delle dispersioni termiche alle pareti del reattore

Ipotesi assunte:

- il sistema è supposto in regime stazionario;
- i fenomeni che interessano la trasmissione del calore per il gassificatore, sono la convezione e l'irraggiamento; la conduzione viene trascurata in quanto le differenze di temperatura nei tre supporti (che sono l'unico collegamento diretto con il terreno) e le sezioni di scambio di questi sono molto basse, per cui il gassificatore si trova a scambiare con il pavimento una potenza termica trascurabile;
- $T_{ambiente} = T_{\infty} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$;
- $P_{ambiente} = P_{atmosferica} = 101325 \text{ Pa}$;

4.2.3.1 Calcolo delle dispersioni termiche per convezione

La convezione è lo scambio di calore fra una superficie e un fluido, a temperatura diversa, che la lambisce. I fenomeni di scambio termico sono concentrati in un sottile strato adiacente alla parete, lo strato limite termico. A seconda che il moto relativo fra fluido e parete sia determinato da forze esterne o dalla variazione della densità del fluido stesso, si è in presenza rispettivamente di convezione forzata o naturale. In questo caso si è in presenza di convezione naturale.

L'aria che lambisce il reattore si scalda al contatto con quest'ultimo, aumentando di temperatura diminuisce la sua densità e si instaurano dei moti convettivi per i quali l'aria più fredda "scende" verso il basso mentre quella più calda "sale" verso l'alto, in modo che il processo si possa ripetere nuovamente. Questi moti fanno sì che il calore generato dalla superficie in questione venga quindi disperso nell'ambiente.

Il flusso termico convettivo viene espresso mediante la legge di Newton:

$$\dot{Q} = h_c * A * (T_s - T_f)$$

dove:

- A = area di scambio [m^2]
- T_s = temperatura della superficie lambita dal fluido [$^{\circ}\text{C}$]
- T_f = temperatura del fluido [$^{\circ}\text{C}$]
- h_c = coefficiente di scambio conduttivo [$\text{W}/m^2\text{K}$]

Per poter utilizzare la formula è quindi necessario calcolare il coefficiente di convezione, definito come:

$$h_c = \frac{Nu * k}{L}$$

Dove:

- Nu = numero di Nusselt;
- L= lunghezza caratteristica [m]; tale lunghezza è pari all'altezza nel caso di un cilindro disperdente o pari al diametro nel caso di una lastra circolare piana disperdente;
- k=conducibilità termica del materiale [W/mK];

Il calcolo prevede quindi la determinazione dei seguenti numeri adimensionali, riportati nella tabella seguente:

Numero adimensionale	Formula
Grashof	$Gr = \frac{g \beta (T_s - T_\infty) L^3}{\gamma^2}$
Prandtl	$Pr = \frac{\nu}{\alpha}$
Rayleigh	$Gr * Pr$
Nusselt	$Nu = C * Ra^m$

Tabella 4.16: numeri adimensionali utilizzati per il calcolo delle dispersioni per convezione

Il numero di Rayleigh consente di individuare il regime operativo di scambio termico, infatti per valori di Ra approssimativamente di 10^9 si ha la transizione tra regime laminare e regime turbolento. Le pareti del reattore sono state schematizzate come cilindri verticali, quindi si ha:

- $10^4 < Ra < 10^9$ regime laminare;
- $10^9 < Ra < 10^{13}$ regime turbolento.

Il coperchio superiore e inferiore e la piastra sono invece stati schematizzati come lastre circolari piane, quindi si ha:

- $10^6 < Ra < 10^{11}$ regime laminare;
- $Ra > 2 * 10^8$ regime turbolento.

Il numero di Grashof rappresenta invece l'equazione della quantità di moto; il numero di Prandtl il rapporto tra lo strato limite dinamico e quello termico ed il numero di Nusselt che rappresenta la dipendenza della velocità del flusso dalla temperatura.

Per il calcolo dei numeri adimensionali sono state utilizzate le seguenti costanti:

- Accelerazione di gravità: $g = 9.81 \text{ m/s}^2$
- Coefficiente di dilatazione termica del ferro: $\beta = 0.00012 \text{ 1/}^\circ\text{C}$
- Viscosità cinematica dell'aria: $\gamma = 0.000015 \text{ m}^2/\text{s}$

- Viscosità dinamica dell'aria: $\mu=0.0181 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- Calore specifico dell'aria: $c_p = 1.005 \text{ kJ/kg K}$
- Conducibilità termica: $k=0.026 \text{ W/mK}$

Si riporta una tabella con i valori dei coefficienti C e m per il calcolo del numero di Nusselt:

Geometria	Ra	C	m
Piano o cilindro verticale	$10^4 \div 10^9$	0.59	1/4
	$10^9 \div 10^{13}$	0.10	1/3
Piano orizzontale (flusso ascendente)	$2 \cdot 10^4 \div 8 \cdot 10^6$	0.54	1/4
	$8 \cdot 10^6 \div 10^{11}$	0.15	1/3
Piano orizzontale (flusso discendente)	$10^5 \div 10^{11}$	0.58	1/5

Tabella 4.17: valori dei coefficienti C ed m per il calcolo del numero di Nusselt [13]

Si riportano i valori dei numeri adimensionali calcolati nella tabella seguente, riferiti a una specifica parte del reattore.

Parte del reattore	Numero adimensionale	Valore
Cilindro superiore	Numero di Grashof	$18,39 * 10^6$
	Numero di Prandtl	699,60
	Numero di Rayleigh	$12,87 * 10^9$
	Numero di Nusselt	198,70
Cilindro inferiore	Numero di Grashof	$18,84 * 10^4$
	Numero di Prandtl	699.60
	Numero di Rayleigh	$13,18 * 10^7$
	Numero di Nusselt	63.20
Coperchio superiore	Numero di Grashof	$28,78 * 10^6$
	Numero di Prandtl	699,60
	Numero di Rayleigh	$20,13 * 10^9$
	Numero di Nusselt	203,41
Coperchio inferiore	Numero di Grashof	$51,45 * 10^6$
	Numero di Prandtl	699.60
	Numero di Rayleigh	$36,00 * 10^9$
	Numero di Nusselt	235.20
Piastra (flusso ascendente)	Numero di Grashof	$51,45 * 10^6$
	Numero di Prandtl	699.60
	Numero di Rayleigh	$36,00 * 10^9$
	Numero di Nusselt	235.20
Piastra (flusso discendente)	Numero di Grashof	$51,45 * 10^6$
	Numero di Prandtl	699.60
	Numero di Rayleigh	$36,00 * 10^9$
	Numero di Nusselt	74.90

Tabella 4.18: valore dei numeri adimensionali ottenuti per il calcolo delle dispersioni per convezione alle pareti del reattore

Si riportano inoltre i valori delle altre grandezze calcolate, riferite alle varie parti in cui il reattore è stato suddiviso per il calcolo:

Elemento del reattore	Grandezza	Valore
Cilindro superiore	h_c [W/m^2K]	5,61
	L[m]	0.92
	\dot{Q} [W]	365.21
Cilindro inferiore	h_c [W/m^2K]	8,22
	L[m]	0.20
	\dot{Q} [W]	37.75
Coperchio superiore	h_c [W/m^2K]	5.29
	L[m]	1.00
	\dot{Q} [W]	309.07
Coperchio inferiore	h_c [W/m^2K]	2.45
	L[m]	0.57
	\dot{Q} [W]	62.11
Piastra (flusso ascendente)	h_c [W/m^2K]	5.46
	L[m]	1.12
	\dot{Q} [W]	303.41
Piastra (flusso discendente)	h_c [W/m^2K]	1.74
	L[m]	1.12
	\dot{Q} [W]	90.64
\dot{Q}_{TOT} [kW]		1.17

Tabella 4.19: valori del coefficiente di convezione, della lunghezza caratteristica e della potenza persa per convezione alle pareti del reattore

La potenza totale persa per convezione dal reattore è quindi pari a 1,17 kW.

4.2.3.2 Calcolo delle dispersioni termiche per irraggiamento

L'irraggiamento è uno dei tre modi attraverso cui avviene la propagazione del calore e al contrario della conduzione e della convezione, l'irraggiamento non prevede contatto diretto tra gli scambiatori, e non necessita di un mezzo per propagarsi. L'irraggiamento è quindi un fenomeno che interessa ogni aggregato materiale, non importa se solido, liquido o gassoso, e avviene anche nel vuoto in quanto il trasferimento di calore per irraggiamento avviene sotto forma di onde elettromagnetiche.

Lo scambio termico per irraggiamento si presenta ad ogni temperatura, ma solo a temperature abbastanza elevate il suo contributo allo scambio termico supera i contributi di conduzione e convezione; infatti la quantità di calore emessa da un corpo per irraggiamento è proporzionale alla quarta potenza della sua temperatura, perciò a basse temperature l'irraggiamento è responsabile di una frazione trascurabile del flusso di calore rispetto alla convezione e alla conduzione.

La potenza persa per irraggiamento è stata calcolata mediante la seguente formula, derivata dalla legge di Stephan Boltzmann relativa ai corpi neri:

$$Q_{irr} = \epsilon \sigma S (T_s^4 - T_\infty^4)$$

Dove:

- ϵ : emissività della superficie esterna pari a 0.8;
- σ : costante di Stephan-Boltzmann pari a $5.67 \cdot 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \text{K})$;
- S : superficie disperdente espressa in m^2 ;
- T_s : temperatura della superficie;
- T_∞ : temperatura dell'aria esterna;

I risultati ottenuti sono riportati nella tabella seguente:

Parte del reattore	Potenza persa per irraggiamento [W]
Cilindro superiore	1.16
Cilindro inferiore	0.08
Coperchio superiore	1.12
Coperchio inferiore	1.16
Piastra (flusso ascendente)	1.39
Piastra (flusso discendente)	2.97
TOTALE	7.88

Tabella 4.20: risultati relativi alle dispersioni termiche per irraggiamento alle pareti del reattore

Dai risultati ottenuti, come previsto, si nota come le dispersioni per irraggiamento siano notevolmente inferiori rispetto a quelle per convezione.

4.2.3.3 Dispersioni termiche globali alle pareti del reattore

Si riporta la tabella conclusiva riportante la potenza termica globale dispersa dal reattore

Potenza termica dispersa alle pareti del reattore [kW]		
Convezione	Irraggiamento	Totali
1.168	0.008	1.176

Tabella 4.21: risultati relativi alle dispersioni termiche totali alle pareti del reattore

4.2.4 Calcolo delle dispersioni termiche alle pareti dello scambiatore di calore

Lo stesso procedimento descritto nel paragrafo precedente è stato seguito anche per il calcolo delle dispersioni termiche dello scambiatore di calore. Lo scambiatore è stato modellato come un cilindro verticale, con una temperatura superficiale di 120°C.

La lunghezza caratteristica è pari al suo diametro, quindi di 0.5 m. Valgono in questo caso le ipotesi e i valori delle costanti prese per il calcolo relativo al reattore.

Si riportano i risultati ottenuti:

Scambiatore	Numero di Grashof	176580000
	Numero di Prandtl	699,6
	Numero di Rayleigh	123541000000
	Numero di Nusselt	349.8
	Coefficiente di convezione [W/m ² K]	6.06

Tabella 4.22: valori dei numeri adimensionali e coefficiente di convezione per il calcolo delle dispersioni per convezione dello scambiatore di calore

Potenza termica dispersa dallo scambiatore [kW]		
Convezione	Irraggiamento	Totali
0.357	0.006	0.363

Tabella 4.23: risultati relativi alle dispersioni termiche totali alle pareti dello scambiatore di calore

4.3 Bilancio energetico globale dell'impianto e conclusioni sui risultati ottenuti

In questo paragrafo si riportano i risultati ottenuti dal bilancio energetico e di massa dell'impianto e si traggono le conclusioni ottenibili dall'analisi dei valori ottenuti. I risultati ottenuti mancano della produzione di energia elettrica e termica dell'impianto in quanto ancora nulla.

Si riportano nei seguenti punti le fasi attraversate dall'impianto, dalla sua installazione ad oggi:

- 1) Punto di partenza: prototipo 00; l'impianto studiato è figlio di un impianto sperimentale, dal quale deriva
- 2) Raccolta di elementi per la progettazione della versione β dell'impianto; la versione β è quella attuale, installata presso un primo cliente per testarne il funzionamento prima di inserire tale impianto sul mercato
- 3) Costruzione e installazione della versione β
- 4) Verifiche meccaniche ed elettriche della versione β
- 5) Simulazione software del ciclo in automatico a freddo: si simulano singolarmente diverse condizioni di processo per verificare il corretto funzionamento dei diversi cicli automatici previsti nel software di gestione e controllo dell'impianto.
- 6) Prove di funzionamento a caldo, ovvero prove in cui l'impianto viene messo in produzione, senza il collegamento del motore endotermico
- 7) Inserimento del motore endotermico
- 8) Prove di funzionamento con l'inserimento del motore. Il primo motore installato aveva una potenza di 20 kW, è stato gestito il parallelo con la rete e si è ottenuta una produzione di energia elettrica, non continuativa, pari a 5kW. Durante una prova la produzione ha raggiunto i 14 kW.
- 9) Funzionamento dell'impianto a caldo con ciclo in automatico, ma senza motore, per verificare l'affidabilità meccanica dei diversi componenti dell'impianto
- 10) Sostituzione del motore Prakash da 20kWe, con motore Tedom da 50 kW

Il punto 10 rappresenta la fase alla quale si è arrivati oggi ed è per questo motivo che l'impianto non ha ancora una produzione di energia elettrica e termica. Nei prossimi mesi, quando l'impianto sarà entrato in produzione, tali dati potranno essere inseriti, completandone così definitivamente il bilancio energetico. Si riporta uno schema a blocchi conclusivo del bilancio energetico dell'impianto in cui sono riportati i risultati salienti.

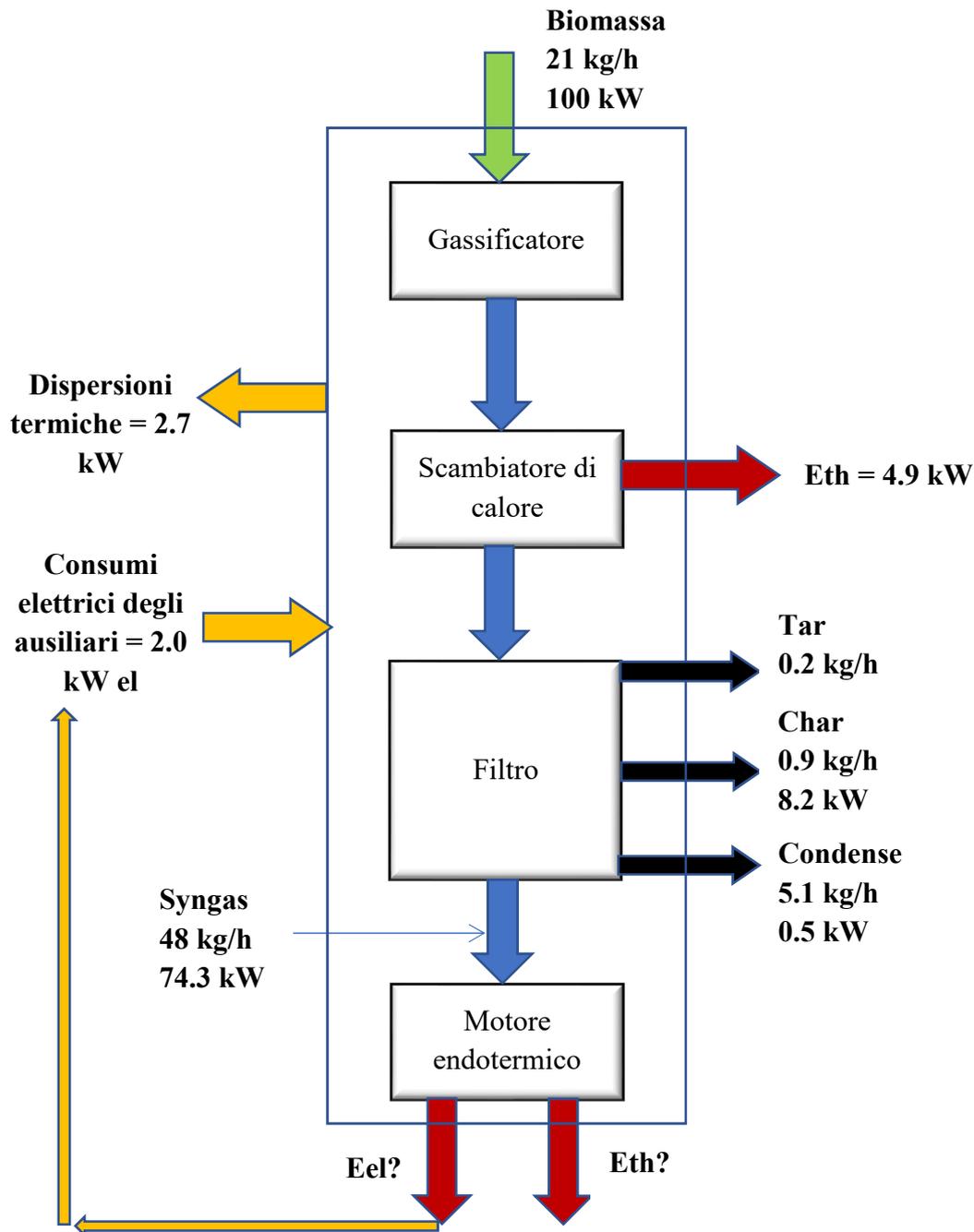


Figura 4.3: schema a blocchi del bilancio di energia e di massa dell'impianto di gassificazione

Dai numeri ottenuti si vede che con una portata in massa di 21 kg/h di cippato (energia chimica corrispondente di 100 kWh, considerando un PCI pari a 17020 kJ/kg) si ottengono 48 kg/h di syngas con PCI pari a 5500 kJ/kg. Dal raffreddamento dei prodotti di gassificazione si ottiene una potenza termica di 4.9 kW, disponibile sotto forma di aria calda.

I consumi elettrici degli ausiliari (motori, compressore, elettrovalvole e ventole) ammontano a 2 kWh. In questo momento l'energia elettrica per l'alimentazione degli ausiliari viene presa dalla rete, ma

quando l'impianto produrrà energia elettrica, coprirà i suoi consumi e immetterà in rete l'energia prodotta in eccesso.

Le dispersioni termiche totali dell'impianto ammontano invece a 2.66 kWj. In queste sono state considerate:

- Le dispersioni alle pareti del reattore, calcolate nel paragrafo 4.2.3.3;
- Le dispersioni alle pareti dello scambiatore, calcolate nel paragrafo 4.2.4;
- Le dispersioni al filtro a manica, calcolate applicando il Principio di conservazione dell'energia al sottosistema filtro a manica, nel paragrafo 4.2.1.4;
- Le dispersioni alla ventola del syngas, calcolate applicando il Principio di conservazione dell'energia al sottosistema filtro a manica, nel paragrafo 4.2.1.4;

	Reattore	Scambiatore di calore	Filtro a manica	Ventola del syngas	TOTALI
Dispersioni termiche [kWh]	1.18	0.36	0.68	0.44	2.66

Tabella 4.24: risultati relativi alle dispersioni termiche globali dell'impianto

A questo punto possono essere calcolati i parametri utilizzati per valutare le performance di un gassificatore, quali il rendimento freddo di gassificazione (cold gas efficiency), definito come:

$$\eta_e = \frac{LHV_{gas} * f_{gas}}{LHV_{biomass} * f_{biomass}} * 100\%$$

Si ottiene un valore di tale rendimento pari al 73.9%. Considerando anche lo sfruttamento dell'energia recuperata dal raffreddamento del syngas nello scambiatore, si ottiene invece un hot gas efficiency pari al 79.0%, definita come:

$$\eta_{e,hot,eff} = \frac{(LHV_{gas} * f_{gas}) + (f_{gas} * \rho_{gas} * c_p * \Delta T)}{LHV_{biomass} * f_{biomass}} * 100\%$$

Il valore di questi rendimenti è paragonabile a quello di impianti simili e si conclude quindi che per quanto riguarda il processo di gassificazione questo non ha bisogno di miglioramenti in quanto già efficiente e funzionante.

Il PCI del syngas che si ottiene non è elevato, soprattutto se paragonato con quello di altri combustibili, ma è comunque idonea a una sua combustione in un motore endotermico.

Fattore estremamente positivo di questo impianto è la bassissima produzione di tar, ovvero di soli 1 grammo per chilogrammo di biomassa processata, quindi 0.021 kg/h.

Solo dopo la messa in produzione dell'impianto e quindi conoscendo l'energia elettrica e termica prodotta dal gruppo motore endotermico-alternatore potranno essere fatte valutazioni sull'efficienza complessiva dell'impianto.

In conclusione, i fattori positivi e negativi di questo impianto sono i seguenti:

- fattori positivi:
 - 1) bassa produzione di tar (0.021 kg/h). grazie a un elevato tempo di residenza della biomassa e le alte temperature
 - 2) facilità di utilizzo e gestione
adatto a utenze che necessitano di cogenerazione come scuole, case di cure, alberghi, imprese agricole
- fattori negativi:
 - 1) basso PCI del syngas che ne permette comunque la combustione in un motore endotermico
 - 2) approvvigionamento del cippato
 - 3) funzionamento dell'impianto ancora non continuo
 - 4) ingombro dell'impianto ancora elevato, ma che sarà ridimensionato una volta completate tutte le modifiche necessarie.

Di seguito si riportano per completezza le schermate delle tabelle Excel ottenute per il bilancio e per il calcolo delle dispersioni termiche. Queste riportano tutti i dati, le proprietà e tutti i risultati che sono stati mostrati e spiegati passo a passo nei capitoli 3 e 4 di questa Tesi.

Tabella Excel del bilancio all'impianto:

MODELLO BASATO SUI DATI RILEVATI DALLA PROVA 15

ELEMENTO	DIR.	QUANTITA'	U.d.M.	TIPO	UNITA'	CATEGORIA	CAT.2
Portata volumetrica d'aria necessaria per L'alimentazione di tutti gli IN		281,02	l/h	MASSA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
Densità dell'aria a 4 bar e 293 K	/	4,76	kg/m ³	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Densità dell'aria a 5 bar e 293 K	/	5,94	kg/m ³	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Densità dell'aria a 6 bar e 293 K	/	7,13	kg/m ³	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Peso molecolare aria	/	0,03	Kg/mol	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Costante dei gas	/	8,31	J/mol K	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Portata in massa d'aria necessaria per L'alimentazione di tutti gli att IN		1,90	kg/h	MASSA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
Tempo funzionamento del compressore	/	0,40	h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	COMPRESSORE	/
Volume	/	0,62	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV101
Frequenza azionamento	/	10,83	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV101
Consumo aria compressa	/	6,71	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV101
Volume	/	0,13	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV301
Frequenza azionamento	/	417,17	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV301
Consumo aria compressa	/	54,23	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV301
Volume	/	0,28	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV302
Frequenza azionamento	/	0,25	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV302
Consumo aria compressa	/	0,07	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV302
Volume	/	1,25	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV602
Frequenza azionamento	/	14,70	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV602
Consumo aria compressa	/	18,38	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV602
Volume	/	0,28	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV601
Frequenza azionamento	/	0,00	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV601
Consumo aria compressa	/	0,00	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV601
Volume pistone	/	0,79	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV701
Frequenza azionamento	/	127,57	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV701
Consumo aria compressa	/	100,78	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV701
Volume pistone	/	0,79	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV702
Frequenza azionamento	/	127,57	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV702
Consumo aria compressa	/	100,78	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV702
Volume	/	0,28	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV1001
Frequenza azionamento	/	0,00	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV1001
Consumo aria compressa	/	0,00	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV1001
Volume	/	0,28	l	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV1101
Frequenza azionamento	/	0,25	cicli/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV1101
Consumo aria compressa	/	0,07	l/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ATTUATORE	YV1101
Corrente assorbita	/	8,50	A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	COMPRESSORE	/
Tensione alimentazione ausiliari elettrici	/	220,00	V	PROPRIETA'	PROPRIETA'	COMPRESSORE	/
Potenza assorbita dal compressore	/	1,67	kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	COMPRESSORE	/
Energia elettrica assorbita dal compressore	IN	0,75	kWh el	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
Corrente assorbita	/	1,85	A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ESSICCATORE	/
Potenza assorbita	/	0,41	kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ESSICCATORE	/
Tempo funzionamento essiccatore	/	0,40	h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ESSICCATORE	/
Energia elettrica assorbita dall'essiccatore	IN	0,16	kWh el	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
Energia elettrica assorbita da compressore + essiccatore	IN	0,91	kWh el	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
Energia aria in ingresso a compressore-essiccatore	IN	0,013	kWh th	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
Energia aria in uscita a compressore-essiccatore	OUT	0,013	kWh th	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
TOT MASSA IN	IN	1,90	kg/h	MASSA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
TOT MASSA OUT	OUT	1,90	kg/h	MASSA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
TOT ENERGIA IN	IN	0,013	kWh	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
TOT ENERGIA OUT	OUT	0,013	kWh	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICC/	/	/
PCI	/	17020,00	kJ/kg	PROPRIETA'	PROPRIETA'	CIPPATO	/
Temperatura	/	20,00	°C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	CIPPATO	/
Calore specifico	/	1,94	kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	CIPPATO	/
Assorbimenti elettrici elettrovalvole	/	0,15	A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ELETTROVALVOI	/
Totale azionamenti all'ora	/	698,34	azion/h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ELETTROVALVOI	/
Duranta singolo azionamento	/	5,00	s	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ELETTROVALVOI	/
Potenza assorbita da tutte le valvole	/	23,05	kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ELETTROVALVOI	/
Energia elettrica assorbita da tutte le elettrovalvole	/	0,03	kWh el	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ELETTROVALVOI	/
Cippato in ingresso	IN	21,000	kg/h	MASSA	2 SISTEMA DI CARICO E C/	/	/
Cippato in uscita	OUT	21,000	kg/h	MASSA	2 SISTEMA DI CARICO E C/	/	/
Unità di tempo	/	1,00	h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	GENERALE	/
Corrente assorbita	/	0,80	A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M201
Potenza assorbita	/	0,18	kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M201
Tempo funzionamento	/	0,20	h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M201
Energia elettrica assorbita	IN	0,04	kWh el	PROPRIETA'	2 SISTEMA DI CARICO E C MOTORI	M201	/
Cippato in ingresso	IN	21,000	kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
Aria in ingresso per la gassificazione	IN	33,00	kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
Densità	/	1,225	kg/m ³	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Temperatura	/	25,00	°C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Calore specifico	/	1,00	kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/
Entalpia aria a 25°C	/	25,00	kJ/kg	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ARIA	/

Carbone in uscita (MODELLO, colonna AV)	OUT	0,90 kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
Syngas in uscita (MODELLO colonna DP)	OUT	48,00 kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
Vapore in uscita	OUT	5,10 kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
Energia in ingresso con il cippato	IN	99,51 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Energia in ingresso con l'aria	IN	0,23 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Energia in uscita con il carbone	OUT	8,27 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Energia in uscita con il syngas	OUT	79,12 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Energia in uscita con il vapore	OUT	4,49 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Cp vapore	/	2,07 kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VAPORE	/
Corrente assorbita	/	0,20 A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M302
Potenza assorbita	/	0,04 kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M302
Tempo di funzionamento	/	1,00 h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M302
Energia elettrica assorbita	IN	0,04 kWh el	ENERGIA	3 REATTORE	VENTOLE	M302
Corrente assorbita (al 40%)	/	0,54 A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M301
Potenza assorbita	/	0,12 kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M301
Energia elettrica assorbita	IN	0,07 kWh el	ENERGIA	3 REATTORE	MOTORI	M301
Tempo funzionamento	/	0,60 h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M301
Densità acqua	/	997,00 kg/m ³	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ACQUA	/
Cp acqua	/	4,19 kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	ACQUA	/
PCI syngas	/	5.500,00 kJ/kg	PROPRIETA'	PROPRIETA'	SYNGAS	/
Calore specifico syngas	/	1,24 kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	SYNGAS	/
PCI carbone	/	32.549,41 kJ/kg	PROPRIETA'	PROPRIETA'	CARBONE	/
Calore specifico	/	1,50 kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	CARBONE	/
Temperatura syngas-carbone-vapore in uscita dal reattore	/	350,00 °C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	TEMPERATURE	/
Dispersioni termiche al mantello	OUT	1,18 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Energia sviluppata dalle reazioni di gassificazione	IN	6,69 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Totale energia elettrica assorbita	IN	0,12 kWh el	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
TOT MASSA IN	IN	54,00 kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
TOT MASSA OUT	OUT	54,00 kg/h	MASSA	3 REATTORE	/	/
TOT ENERGIA IN	IN	99,74 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
TOT ENERGIA OUT	OUT	99,74 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
Carbone in ingresso	IN	0,90 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
Syngas in ingresso	IN	48,00 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
Vapore in ingresso	IN	5,10 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
Carbone in uscita	OUT	0,90 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
Syngas in uscita	OUT	48,00 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
Vapore in uscita	OUT	5,10 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia in ingresso con il carbone	IN	8,27 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia in ingresso con il syngas	IN	79,12 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia in ingresso con il vapore	IN	4,49 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia in uscita con il carbone	OUT	8,18 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia in uscita con il syngas	OUT	75,30 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia in uscita con il vapore	OUT	3,84 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Energia ceduta all'aria di raffreddamento	OUT	4,19 kWh	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Corrente assorbita	/	1,20 A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M502
Potenza assorbita	/	0,26 kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M502
Tempo funzionamento	/	0,50 h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M502
Energia elettrica assorbita	IN	0,13 kWh el	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	VENTOLE	M502
Corrente assorbita	/	0,90 A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M501
Potenza assorbita	/	0,20 kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M501
Tempo funzionamento	/	1,00 h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M501
Energia elettrica assorbita	IN	0,20 kWh el	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	MOTORI	M501
Temperatura syngas-carbone-vapore in uscita scambiatore	/	119,10 °C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	TEMPERATURE	TT601
Dispersioni termiche	OUT	0,36 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
TOT ENERGIA ELETTRICA IN PER AUSILIARI	IN	0,33 kWh el	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
TOT MASSA IN	IN	54,00 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
TOT MASSA OUT	OUT	54,00 kg/h	MASSA	4 SCAMBIATORE	/	/
TOT ENERGIA IN	IN	91,67 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
TOT ENERGIA OUT	OUT	91,67 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
Carbone in ingresso	IN	0,90 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Syngas in ingresso	IN	48,00 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Vapore in ingresso	IN	5,10 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Carbone in uscita	OUT	0,90 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Syngas in uscita	OUT	48,00 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Condense in uscita	OUT	5,10 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Energia in ingresso con il carbone	IN	8,18 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Energia in ingresso con il syngas	IN	75,30 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Energia in ingresso con il vapore	IN	3,84 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Energia in uscita con il carbone	OUT	8,17 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Energia in uscita con il syngas	OUT	74,76 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Energia in uscita con le condense	OUT	0,50 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Temperatura syngas-carbone-vapore uscita filtro a manica	/	86,44 °C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	TEMPERATURE	TT801
Calore latente di condensazione dei vapori (acqua)	/	2.260,00 kJ/kg	PROPRIETA'	PROPRIETA'	/	/

Energia di condensazione dei vapori	OUT	3,20 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Corrente assorbita	/	0,60 A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M601
Potenza assorbita	/	0,13 kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M601
Tempo funzionamento	/	1,00 h	PROPRIETA'	PROPRIETA'	MOTORI	M601
Energia elettrica assorbita	IN	0,13 kWh el	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	MOTORI	M601
Dispersioni termiche	OUT	0,68 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
TOT MASSA IN	IN	48,90 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
TOT MASSA OUT	OUT	48,90 kg/h	MASSA	5 FILTRO A MANICA	/	/
TOT ENERGIA IN	IN	87,32 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
TOT ENERGIA OUT	OUT	87,32 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
Portata di syngas	IN	48,00 kg/h	MASSA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
Corrente assorbita (al 20%)	/	1,91 A	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M601
Potenza assorbita	/	0,42 kW	PROPRIETA'	PROPRIETA'	VENTOLE	M601
Energia elettrica assorbita	IN	0,42 kWh el	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
Energia in ingresso con il syngas	IN	74,76 kWh th	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
Energia in uscita con il syngas	OUT	74,33 kWh th	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
Temperatura syngas uscita ventola	/	60,00 °C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	TEMPERATURE	TT1001
Dispersioni termiche	/	0,44 kWh th	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
TOT MASSA IN	IN	48,00 kg/h	MASSA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
TOT MASSA OUT	OUT	48,00 kg/h	MASSA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
TOT ENERGIA IN	IN	74,76 kWh	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
TOT ENERGIA OUT	OUT	74,76 kWh	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
Syngas in ingresso	IN	0,00 kg/h	MASSA	7 MOTORE	/	/
Aria in ingresso	IN	0,00 kg/h	MASSA	7 MOTORE	/	/
Fumi in uscita	OUT	0,00 kg/h	MASSA	7 MOTORE	/	/
Energia in ingresso con il syngas	IN	0,00 kWh	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
Energia in ingresso con l'aria	IN	0,00 kWh	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
Energia in uscita con i fumi	OUT	0,00 kWh	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
Energia elettrica prodotta	OUT	0,00 kWh	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
Energia termica prodotta	OUT	0,00 kWh	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
PCI fumi in uscita	/	0,00 kJ/kg	PROPRIETA'	PROPRIETA'	FUMI	/
Temperatura fumi in uscita	/	0,00 °C	PROPRIETA'	PROPRIETA'	FUMI	/
Calore specifico fumi in uscita	/	1,10 kJ/(kg°C)	PROPRIETA'	PROPRIETA'	FUMI	/
TOT MASSA IN	IN	0,00 kg/h	MASSA	7 MOTORE	/	/
TOT MASSA OUT	OUT	0,00 kg/h	MASSA	7 MOTORE	/	/
TOT ENERGIA IN	IN	0,00 kWh th	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
TOT ENERGIA OUT	OUT	0,00 kWh th	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
BILANCIO TERMICO	/	/	/	/	/	/
Portata di cippato in ingresso	IN	21,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Portata di aria in ingresso al reattore	IN	33,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Portata di aria in ingresso al motore	IN	0,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
TOTALE PORTATA IN INGRESSO	IN	54,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Portata di carbone in uscita	OUT	0,90 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Portata di fumi in uscita	OUT	0,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Portata condense in uscita	OUT	5,10 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Portata di syngas non combusto	OUT	48,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
TOTALE PORTATA DI MASSA IN USCITA	OUT	54,00 kg/h	MASSA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in ingresso con il cippato	IN	99,51 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in ingresso con l'aria al reattore	IN	0,23 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in ingresso con aria al motore	IN	0,00 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
TOTALE DI ENERGIA TERMICA IN INGRESSO	IN	99,74 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in uscita con il carbone	OUT	8,17 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in uscita con i fumi	OUT	0,00 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in uscita con le condense	OUT	0,50 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia in uscita con il syngas non combusto	OUT	74,33 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia reazioni gassificazione	OUT	6,69 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia di condensazione dei vapori	OUT	3,20 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia termica prodotta dallo scambiatore(aria calda)	OUT	4,19 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia termica prodotta con motore endotermico	OUT	0,00 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Dispersioni termiche totali impianto	OUT	2,66 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
TOTALE ENERGIA TERMICA IN USCITA	OUT	99,74 kWh th	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh	ENERGIA	1 COMPRESSORE-ESSICCA	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh th	ENERGIA	3 REATTORE	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh th	ENERGIA	4 SCAMBIATORE	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh th	ENERGIA	5 FILTRO A MANICA	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh	ENERGIA	6 VENTOLA SYNGAS	/	/
DIFFERENZIALE	/	0,00 kWh	ENERGIA	7 MOTORE	/	/
BILANCIO ELETTRICO	/	/	/	/	/	/
Totale assorbimenti elettrici impianto	IN	1,98 kWh el	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/
Energia elettrica prodotta motore endotermico-alternatore	OUT	0,00 kWh el	ENERGIA	0 IMPIANTO	/	/

Tabella Excel del calcolo delle dispersioni termiche alle pareti del reattore

ELEMENTO	QUANTITA'	U.d.m	Colonna1
Diametro cilindro superiore	1	m	CILINDRO SUPERIORE
Altezza cilindro superiore	0,921	m	CILINDRO SUPERIORE
Area superficie esterna del cilindro superiore	1,45	m ²	CILINDRO SUPERIORE
C per cilindro ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,59	/	CILINDRO SUPERIORE
m per cilindro ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,25	/	CILINDRO SUPERIORE
Temperatura aria esterna	20	°C	PROPRIETA'
Temperatura parete cilindro superiore	65	°C	CILINDRO SUPERIORE
Temperatura di film parete cilindro superiore	22,5	°C	CILINDRO SUPERIORE
Accelerazione di gravità	9,81	m/s ²	PROPRIETA'
Coefficiente dilatazione termica β del ferro	0,000012	1/°C	PROPRIETA'
Viscosità cinematica aria ν	0,000015	m ² /s	PROPRIETA'
Numero di Grashof	18393278,2	/	CILINDRO SUPERIORE
Numero di Prandtl	699,6346154	/	CILINDRO SUPERIORE
Numero di Rayleigh	12868574120	/	CILINDRO SUPERIORE
Numero di Nusselt	198,72	/	CILINDRO SUPERIORE
Dimensione caratteristica cilindro superiore: altezza	0,921	m	CILINDRO SUPERIORE
Viscosità dinamica aria μ	0,0181	Pa s	PROPRIETA'
Cp aria	1,005	kJ/(kg K)	PROPRIETA'
Conducibilità termica k	0,026	W/mK	PROPRIETA'
Coefficiente di convezione	5,60981238	W/m ² K	CILINDRO SUPERIORE
Potenza persa per convezione	365,2080632	W	CILINDRO SUPERIORE
ENERGIA PERSA PER CONVEZIONE	365,2080632	Wh	CILINDRO SUPERIORE
Unità di tempo	1	h	PROPRIETA'
Diametro cilindro inferiore	0,57	m	CILINDRO INFERIORE
Altezza cilindro inferiore	0,2	m	CILINDRO INFERIORE
Area superficie del cilindro inferiore	0,10	m ²	CILINDRO INFERIORE
C per cilindro ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,59	/	CILINDRO INFERIORE
m per cilindro ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,25	/	CILINDRO INFERIORE
Temperatura parete cilindro inferiore	65	°C	CILINDRO INFERIORE
Numero di Grashof	188352	/	CILINDRO INFERIORE
Numero di Prandtl	699,6346154	/	CILINDRO INFERIORE
Numero di Rayleigh	131777579,1	/	CILINDRO INFERIORE
Numero di Nusselt	63,21	/	CILINDRO INFERIORE
Dimensione caratteristica cilindro inferiore: altezza	0,2	m	CILINDRO INFERIORE
Coefficiente di convezione	8,217803362	W/m ² K	CILINDRO INFERIORE
Potenza persa per convezione	37,74573121	W	CILINDRO INFERIORE
ENERGIA PERSA PER CONVEZIONE	37,74573121	Wh	CILINDRO INFERIORE
Diametro coperchio superiore	1	m	COPERCHIO SUPERIORE
Area superficie del coperchio superiore	0,79	m ²	COPERCHIO SUPERIORE
C per lastra piana flusso verso l'alto ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,54	/	COPERCHIO SUPERIORE
m per lastra piana flusso verso l'alto ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,25	/	COPERCHIO SUPERIORE
Temperatura parete coperchio superiore	75	°C	COPERCHIO SUPERIORE
Numero di Grashof	28776000	/	COPERCHIO SUPERIORE
Numero di Prandtl	699,6346154	/	COPERCHIO SUPERIORE
Numero di Rayleigh	20132685692	/	COPERCHIO SUPERIORE
Numero di Nusselt	203,41	/	COPERCHIO SUPERIORE
Dimensione caratt, coperchio superiore: diametro	1	m	COPERCHIO SUPERIORE
Coefficiente di convezione	5,288622108	W/m ² K	COPERCHIO SUPERIORE
Potenza persa per convezione	309,0748891	W	COPERCHIO SUPERIORE
ENERGIA PERSA PER CONVEZIONE	309,0748891	Wh	COPERCHIO SUPERIORE
Diametro coperchio inferiore	0,57	m	COPERCHIO INFERIORE
Area superficie del coperchio inferiore	0,26	m ²	COPERCHIO INFERIORE
C lastra piana flusso verso il basso ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,58	/	COPERCHIO INFERIORE
m lastra piana flusso verso il basso ($10^4 < Ra < 10^9$)	0,2	/	COPERCHIO INFERIORE
Temperatura parete coperchio inferiore	100	°C	COPERCHIO INFERIORE
Numero di Grashof	9679407,86	/	COPERCHIO INFERIORE
Numero di Prandtl	699,6346154	/	COPERCHIO INFERIORE
Numero di Rayleigh	6772048796	/	COPERCHIO INFERIORE
Numero di Nusselt	53,65	/	COPERCHIO INFERIORE
Dimensione caratt, coperchio inferiore: diametro	0,57	m	COPERCHIO INFERIORE
Coefficiente di convezione	2,447205847	W/m ² K	COPERCHIO INFERIORE
Potenza persa per convezione	62,10957382	W	COPERCHIO INFERIORE
ENERGIA PERSA PER CONVEZIONE	62,10957382	Wh	COPERCHIO INFERIORE
Lato	1,12	m	PIASTRA

Area superficie disperdente	1,25 m ²	PIASTRA
Temperatura piastra	90 °C	PIASTRA
Numero di Grashof	51454083,07 /	PIASTRA
Numero di Prandtl	699,6346154 /	PIASTRA
Numero di Rayleigh	35999057620 /	PIASTRA
Numero di Nusselt	235,22 /	PIASTRA-FLUSSO ASCENDENTE
Dimensione caratteristica piastra lato	1,12 m	PIASTRA
Coefficiente di convezione	5,460367438 W/m ² K	PIASTRA-FLUSSO ASCENDENTE
Potenza persa per convezione	612,480941 W	PIASTRA-FLUSSO ASCENDENTE
Potenza netta persa per convez. (tolto il contrib. coperchio sup.)	303,4060519 W	PIASTRA-FLUSSO ASCENDENTE
Energia netta persa per convezione	303,4060519 Wh	PIASTRA-FLUSSO ASCENDENTE
Numero di Nusselt	74,94 /	PIASTRA-FLUSSO DISCENDENTE
Coefficiente di convezione	1,739568542 W/m ² K	PIASTRA-FLUSSO DISCENDENTE
Potenza persa per convezione	152,7480345 W	PIASTRA-FLUSSO DISCENDENTE
Potenza netta persa per conv. (tolto il contrib. del coperchio inf.)	90,63846068 W	PIASTRA-FLUSSO DISCENDENTE
Energia netta persa per convezione	90,63846068 Wh	PIASTRA-FLUSSO DISCENDENTE
Energia persa dalla piastra per convezione	394,0445126 Wh	PIASTRA
ENERGIA PERSA PER CONVEZIONE TOTALE	1,16818277 kWh	TOTALE
Emissività	0,8 /	PROPRIETA'
Costante Stephan Boltzmann	5,67E-08 W/(m ² K ⁴)	PROPRIETA'
Potenza persa per irraggiamento	1,160902455 W	CILINDRO SUPERIORE
Potenza persa per irraggiamento	0,081906017 W	CILINDRO INFERIORE
Potenza persa per irraggiamento	1,121518065 W	COPERCHIO SUPERIORE
Potenza persa per irraggiamento	1,155625752 W	COPERCHIO INFERIORE
Potenza persa per irraggiamento	1,392378281 W	PIASTRA-FLUSSO ASCENDENTE
Potenza persa per irraggiamento	2,966508608 W	PIASTRA-FLUSSO DISCENDENTE
Potenza persa per irraggiamento totale	0,007878839 kW	TOTALE
ENERGIA PERSA PER IRRAGGIAMENTO TOTALE	0,007878839 kWh	TOTALE
DISPERSIONI TERMICHE TOTALI REATTORE	1,176061609 kWh	TOTALE

Tabella Excel del calcolo delle dispersioni termiche allo scambiatore di calore

ELEMENTO	QUANTITA'	U.d.m
Diametro cilindro		0,5 m
Altezza cilindro		1,5 m
Area superficie esterna del cilindro		0,59 m ²
C per cilindro ($10^4 < Ra < 10^9$)		0,59 /
m per cilindro ($10^4 < Ra < 10^9$)		0,25 /
Temperatura aria esterna		20 °C
Temperatura parete		120 °C
Accelerazione di gravità		9,81 m/s ²
Coefficiente dilatazione termica β del ferro		0,000012 1/°C
Viscosità cinematica aria γ		0,000015 m ² /s
Numero di Grashof		176580000 /
Numero di Prandtl		699,6346154 /
Numero di Rayleigh		1,23541E+11 /
Numero di Nusselt		349,79 /
Dimensione caratteristica cilindro		1,5 m
Viscosità dinamica aria μ		0,0181 Pa s
Cp aria		1,005 kJ/(kg K)
Conducibilità termica k		0,026 W/mK
Coefficiente di convezione		6,062996267 W/m ² K
Potenza persa per convezione		357,13996 W
ENERGIA TERMICA PERSA PER CONVEZIONE		0,35713996 kWh th
Unità di tempo		1 h
Emissività		0,8 /
Costante Stephan Boltzmann		5,67E-08 W/(m ² K ⁴)
Potenza persa per irraggiamento		5,536227671 W
ENERGIA TERMICA PERSA PER IRRAGGIAMENTO		0,005536228 kWh th
ENERGIA TERMICA PERSA TOTALE		0,362676188 kWh th

CONCLUSIONI

Lo scopo di questa Tesi è stato quello di studiare e valutare il funzionamento di un impianto di gassificazione, effettuandone il bilancio energetico. Il lavoro svolto ha messo alla luce il fatto che in questi anni l'utilizzo di biomasse per la produzione energetica è incrementato e anche per gli anni avvenire la biomassa avrà un ruolo significativo nel campo energetico; questo grazie a una sempre maggior sensibilizzazione della popolazione sull'utilizzo di fonti rinnovabili e su sistemi incentivanti che promuovono l'installazione di impianti a biomasse. L'impiego di biomasse come combustibili rappresenta un aspetto oggi fondamentale nell'ottica del risparmio energetico, per valorizzare l'energia della materia prima, ridurre le emissioni di gas serra e quindi migliorare la qualità dell'aria. Considerando la valorizzazione energetica della biomassa, quella lignocellulosica in particolar modo, la gassificazione della biomassa è ormai una tecnologia consolidata e funzionante, ma anche con applicazioni che guardano a un suo sviluppo futuro. Sul processo di gassificazione esiste una bibliografia completa ed esaustiva e inoltre molti sono gli impianti installati sul territorio nazionale; per avere però un processo efficiente, occorre tenere sotto controllo diversi parametri operativi e adottare sistemi di pulizia del syngas prodotto.

L'uso di un gassificatore accoppiato a un gruppo motore-alternatore, come nel caso di studio oggetto di questo lavoro, permette di ottenere al contempo energia elettrica e termica da destinare alle utenze; in particolare un impianto di questo tipo bene si applica a realtà in cui l'utenza necessita del calore recuperato durante il processo, per la produzione ad esempio di acqua calda sanitaria o per il riscaldamento, o anche per la produzione di aria refrigerata nel caso si abbia a disposizione un gruppo frigorifero ad assorbimento. Nel caso dell'impianto studiato, quest'ultimo bene si applica in diversi contesti, quali alberghi, scuole, case di cura, piccoli comuni ed imprese agricole.

Grazie al bilancio energetico svolto, che ha permesso di conoscerne quali sono tutti i flussi di energia entranti e uscenti, si può affermare oggettivamente che il processo dell'impianto è funzionante; il syngas che si ottiene non ha un PCI elevato ma comunque idoneo alla sua combustione in un motore endotermico per ottenerne elettricità. Il valore del cold gas efficiency, pari al 73.9 % è comunque un valore paragonabile a quello di altri impianti di gassificazione simili. Tale impianto potrà avere certamente un futuro nell'ambito della produzione energetica.

In riferimento al modello del bilancio energetico ottenuto, quest'ultimo permette di avere a disposizione una serie di tabelle in cui modificando i dati in input si possono ottenere i risultati sul

funzionamento dell'impianto in condizioni diverse e al variare dei parametri operativi. Il bilancio energetico è quindi un utile strumento per studiare il comportamento di un impianto, rilevare eventuali criticità e punto di partenza alla loro risoluzione.

L'attività di tirocinio, che ha preceduto e accompagnato l'elaborazione di questa Tesi e durante la quale ho redatto il bilancio dell'impianto è stata molto utile per poter applicare le mie conoscenze a un impianto industriale reale e partecipare al lavoro del team che lo sta sviluppando. In questi due mesi di tirocinio ho così avuto la possibilità di vedere e studiare questo impianto, ho potuto partecipare al suo sviluppo, vederne le modifiche, le problematiche e i miglioramenti.

Sono soddisfatta di aver dato in questi due mesi un mio contributo allo sviluppo di questo impianto, seppure piccolo rispetto a tutto il lavoro del team di ingegneri che è stato fin'ora necessario per svilupparlo

BIBLIOGRAFIA

- [1] Saccani C.; “Appunti del corso di Impianti Meccanici M”, Università degli studi di Bologna, A.A. 2017-2018.
- [2] CTI (Comitato Termotecnico Italiano); “Forest, guida alla normativa tecnica per il settore della biomassa”.
- [3] ENEMA (Ente nazionale per la meccanizzazione agricola); “Biomasse ed energia”.
- [4] Basu P.; “Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory”; Academic Press, Burlington, USA, 2010.
- [5] GSE (gestore servizi elettrici); “Piano di azione nazionale per le energie rinnovabili”; www.gse.it
- [6] De S., Agarwal A.K., Moholkar V.S., Thallada B.; “Coal and Biomass Gasification, Recent Advances and Future Challenges”; Springer, 2018.
- [7] ENEA; “Purificazione del syngas mediante processi catalitici”; 2013; http://www.enea.it/it/Ricerca_sviluppo/documenti/ricerca-di-sistema-elettrico/combustibili-fossili-ccs/2012/rds-2013-202.pdf
- [8] Abu El-Rub, Z.; Bramer, E.A.; Brem, G.; “Review of catalyst for tar elimination in biomass gasification processes”; Industrial Engineering Chemistry Research, 2004.
- [9] Higman C., Van der Burgt M.; “Gasification”; Gulf Professional Publishing, kindlington, Oxford, 2008.
- [10] Strezov V., T.J. Evans; “Biomass processing Technologies”; CRC Press, Taylor and Francis Group, 2015, pp. 82-89.
- [11] Centro di Ecologia Teorica ed Applicata di Gorizia (CETA), Università degli Studi di Udine - Dipartimento di Energetica e Macchine; “Energia dalle biomasse: le tecnologie, i vantaggi per i processi produttivi, i valori economici e ambientali”, 2006, pp. 1-20 e 29-31.
- [12] ENEA; “Realizzazione e sperimentazione di un dispositivo di abbattimento del tar”, 2012; http://www.enea.it/it/Ricerca_sviluppo/documenti/ricerca-di-sistemaelettrico/carbonepulito-e-ccs/2011/177-rds-pdf
- [13] Politecnico di Torino, dipartimento di Energetica; “Fisica tecnica ambientale, Parte 2: trasporto di calore e di massa”, 2003; <http://www.mondovi.polito.it/ebook/doc/FTAp2.pdf>
- [14] ENEA, “Rapporto annuale sull’efficienza energetica”, 2018
- [15] GSE (Gestore dei Servizi Energetici), “Rapporto Statistico sull’energia da fonti rinnovabili in Italia”, 2016

- [16] Cau G, Cocco D. L'impatto ambientale dei sistemi energetici. Servizi Grafici Editoriali - Padova, 2004, pp. 312-313; 244-245; 323-324.
- [17] McKendry P. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. Bioresource Technology, Volume 83, Issue 1, 2002, pp. 55-63.
- [18] Couto N, Rouboa A, Silva V, et al. Influence of the biomass gasification process on the final composition of syngas. Energy Procedia, Volume 36, 2013, pp. 596-606.
- [19] GSE (Gestore dei Servizi Energetici), "Incentivazione della produzione di energia elettrica da impianti a fonti rinnovabili diversi dai fotovoltaici; procedure applicative del D.M. 23 giugno 2016", 2016.
- [20] Gazzetta ufficiale della Repubblica Italiana, anno 157°, n° 150, pp. 26-31
- [21] TC srl, "Compendio di termometria, termocoppie e termoresistenze", Edizione 6.1

RINGRAZIAMENTI

Giunta alla fine di questo percorso desidero ringraziare chi ha contribuito al raggiungimento di questo obiettivo.

Il mio primo pensiero va ai miei genitori e a mio fratello, senza i quali non sarei potuta arrivare a questo punto; grazie per il sostegno economico, ma soprattutto per il sostegno psicologico e la forza datami, senza la quale non sarei arrivata dove sono oggi. Un enorme grazie anche alla nonna, i miei zii e i miei cugini per l'appoggio, il sostegno e la compagnia di questi anni.

Un grazie speciale a Luca, che giorno dopo giorno mi sopporta e supporta e un grazie alle mie amiche, per tutti i momenti trascorsi insieme, l'appoggio, la compagnia e la spensieratezza.

Infine un sentito ringraziamento al prof. Ing. Cesare Sacconi che ha promosso questa Tesi e all'Ing. Cristian Tosi per la cortese disponibilità e il tempo dedicatomi durante il periodo di tirocinio.