

POLITECNICO DI MILANO

Facoltà di Ingegneria Industriale

Corso di Laurea in
Ingegneria energetica



**ANALISI DI FATTIBILITÀ TECNICO-ECONOMICA DI UN
COGENERATORE ALIMENTATO DA UN MICRO-
GASSIFICATORE A BIOMASSA**

Relatore: Prof. Paolo CHIESA

Tesi di Laurea di:

Fabio BARBIROLO
Matricola 771118

Anno Accademico 2012-2013

Indice della relazione

Abstract	i
Introduzione	iii
1. La biomassa: classificazione e struttura	1
1.1 Biomassa: definizione	1
1.2 Biomassa: classificazione	1
1.2.1 Classificazione della biomassa in funzione dell'umidità relativa	1
1.2.2 Classificazione della biomassa: fonte residuale o non residuale	3
1.2.3 Classificazione della biomassa per origine	5
1.3 Biomassa vegetale: composizione e struttura chimica	6
1.3.1 Introduzione	6
1.3.2 La lignina	8
1.3.3 La cellulosa	10
1.3.4 L'emicellulosa	12
1.3.5 Ceneri e composti organici	13
1.4 Impiego della biomassa: vantaggi e svantaggi	15
Bibliografia – Capitolo 1	19
2. Il ruolo della biomassa nel panorama energetico	21
2.1 Introduzione	21
2.2 Evoluzione del panorama energetico europeo	22
2.2.1 Introduzione	22
2.2.2 Evoluzione del mix energetico europeo ed italiano	23
2.3 Le bioenergie in Italia	26
2.4 Le stime del potenziale bioenergetico: il “Quickscan Model”	28
2.4.1 Introduzione	28
2.4.2 Basi di calcolo del Quickscan Model	28
2.4.3 Risultati del modello e considerazioni	32
Bibliografia – Capitolo 1	35
3. Lo sfruttamento energetico della biomassa	37
3.1 Introduzione	37
3.2 Conversione energetica della biomassa	39
3.2.1 I processi termochimici	41
3.2.1.1 Combustione diretta	42
3.2.1.2 Pirolisi	45
3.2.1.3 Gassificazione	48
3.2.1.4 Steam explosion	48

3.2.1.5 Carbonizzazione	49
3.2.2 I processi biologici	49
3.2.2.1 Fermentazione alcolica	50
3.2.2.1 Digestione anaerobica	52
3.2.3 I processi chimici	54
Bibliografia – Capitolo 3	55
4. La gassificazione	57
4.1 Introduzione	57
4.2 Chimica del processo	58
4.2.1 Fase 1: l'essiccamento	59
4.2.2 Fase 2: la pirolisi	60
4.2.2.1 Produzione di composti della pirolisi da materiali lignocellulosici	61
4.2.2.2 Composizione dei prodotti volatili della pirolisi in biomassa legnosa	64
4.2.2.3 La reattività del char	66
4.2.2.4 Fattori che influenzano la reattività del char	69
4.2.3 Fase 3: l'ossidazione	71
4.2.4 Fase 4: la riduzione	73
4.3 Le variabili di processo	75
4.4 Le tecnologie di gassificazione	81
4.4.1 I gassificatori a letto fisso	81
4.4.2 I gassificatori a letto fluido	88
4.4.3 Linee di ricerca e stato dell'arte	93
Bibliografia – Capitolo 4	98
5. Studio di fattibilità tecnico-economica di un micro-gassificatore a biomassa	101
5.1 Introduzione	101
5.2 Descrizione e criticità dell'impianto esistente	101
5.3 Soluzioni alternative d'impianto	106
5.4 Il Burkhardt V3.90	107
5.4.1 Introduzione	107
5.4.2 Processo d'impianto	108
5.4.3 Funzionamento di un dual fuel engine	111
5.4.4 Simulazione del processo di gassificazione	112
5.4.4.1 Introduzione	112
5.4.4.2 Il software GS	112
5.4.4.3 Modellazione dell'impianto e risultati della simulazione	114
5.4.5 Analisi energetica	118
5.5 Analisi economica	120
5.5.1 Introduzione	120

5.5.2 Caso 1: sistema Burkhardt associato a caldaia a biomassa	120
5.5.3 Caso 2: nuova caldaia a metano	125
5.5.4 Confronto fra i risultati ottenuti e conclusioni	126
Conclusioni	129

Indice delle figure

Figura 1.1 - Inquadramento di alcune biomasse utilizzabili a fine energetico	2
Figura 1.2 - Intervallo di valori tipici di umidità relativa alla raccolta di alcune biomasse e residui	3
Figura 1.3 - Classificazione della Biomassa	4
Figura 1.4 - Classificazione delle deiezioni zootecniche in relazione al contenuto di sostanza secca	6
Figura 1.5 - Rappresentazione schematica dei vari livelli a cui può essere esaminato il legno	7
Figura 1.6 - Struttura della lignina (sinistra) e dei tre alcol precursori (destra)	8
Figura 1.7 - Lignina. Dettaglio al microscopio di un tessuto vegetale	10
Figura 1.8 - Struttura chimica della cellulosa	11
Figura 1.9 - Fibra di cellulosa.	11
Figura 1.10 - Emicellulosa: struttura chimica	12
Figura 1.11 - Ciclo del carbonio	16
Figura 2.1 - Emissioni di anidride carbonica a livello globale nel 2011	21
Figura 2.2 - Evoluzione della potenza netta per fonte nell'UE 27	22
Figura 2.3 - Evoluzione della quota di energia rinnovabile sul consumo finale lordo	23
Figura 2.4 - Produzione lorda rinnovabile UE 27	24
Figura 2.5 - Produzione di potenza netta rinnovabile UE 27	25
Figura 2.6 - Evoluzione della potenza installata degli impianti da fonte rinnovabile in Italia	26
Figura 2.7 - Evoluzione del numero e della potenza degli impianti a bioenergie in Italia	27
Figura 2.8 - Panoramica sui fattori chiave alla base del Quicksan model	30
Figura 2.9 - Scenario di crescita della popolazione mondiale	30
Figura 2.10 - Dati storici e proiezioni di consumo di cibo pro-capite	31
Figura 2.11 - Consumo pro-capite di alimenti di origine animale, in percentuale rispetto al totale di calorie assunte giornalmente	31
Figura 2.12 - Stima della produzione totale di bioenergia nel 2050 [EJ/y] per i 4 scenari considerati	33
Figura 3.1 - Confronto fra poteri calorifici di combustibili di diversa natura	38
Figura 3.2 - Influenza dei rapporti H/C e O/C sul potere calorifico di un combustibile	39
Figura 3.3 - Metodi di conversione delle biomasse schematizzati	40
Figura 3.4 - Scelta del processo di conversione in funzione delle caratteristiche delle biomasse	41
Figura 3.5 - Classificazione dei processi di conversione in base all'agente ossidante	42
Figura 3.6 - Combustione diretta della biomassa: Consumo industriale (sinistra), Consumo domestico (destra)	44
Figura 3.7 - Relazione tra il tipo di pirolisi adottata e i prodotti ottenuti	46
Figura 3.8 - Apparati di alimentazione della biomassa (a destra) e reattore tubolare di Steam Explosion (al centro dell'immagine)	49
Figura 3.9 - Fermentazione alcolica di biomasse zuccherine	51
Figura 3.10 - Schematizzazione della digestione anaerobica	52
Figura 4.1 - Schematizzazione di un processo di gassificazione. Le temperature sono indicative e si riferiscono a quelle massime ottenibili a fine fase; possono variare anche significativamente in funzione del tipo di carica alimentata	58

Figura 4.2 - Produzione di char, di gas e di liquido di pirolisi, in percentuale rispetto alla base solida secca, in funzione dalla temperatura di riscaldamento [Te]; linee continue e tratteggiate sono utilizzate per indicare il campo di variazione, per una data temperatura, dei rendimenti di pirolisi veloce e lento rispettivamente	62
Figura 4.3 - Produzione di char percentuale in funzione dalla temperatura di riscaldamento [Te] per un reattore a letto impaccato per diverse tipologie di residui agricoli	64
Figura 4.4 - Produzione di CO, CO ₂ e vapor d'acqua, in percentuale rispetto alla base solida secca, in funzione dalla temperatura di riscaldamento	65
Figura 4.5 - Grado di conversione (A) e derivata del tempo di conversione (B) in funzione della temperatura per residui legnosi al variare del tipo di atmosfera	67
Figura 4.6 - Reattività della biomassa in aria (per diverse specie) calcolata con una velocità di riscaldamento di 10 K/min	68
Figura 4.7 - Tracciati di CO ₂ e O ₂ durante la combustione di una particella di combustibile	73
Figura 4.8 - Micrografia di un agglomerato di ceneri in letto fluido	77
Figura 4.9 - Gassificatore a letto fisso UPDRAFT	83
Figura 4.10 - Schematizzazione di un gassificatore UPDRAFT e profilo termico	84
Figura 4.11 - Gassificatore a letto fisso DOWNDRAFT	85
Figura 4.12 - Schematizzazione di un gassificatore DOWNDRAFT e profilo termico	86
Figura 4.13 - Gassificatore a letto fisso CROSS CURRENT	87
Figura 4.14 - Schematizzazione del regime di moto delle particelle in reattori continui	88
Figura 4.15 - Regimi di velocità gas-solido nei reattori a letto fluido	89
Figura 4.16 - Gassificatore a letto fluido	90
Figura 4.17 - Schema generale del reattore a letto fluido circolante	91
Figura 4.18 - The Viking gasifier	93
Figura 4.19 - Schema del gassificatore Foster Wheeler presente a Lathi, Finlandia	94
Figura 4.20 - BioCoComb biomass gasification project, Zeltweg Power Station (A)	95
Figura 5.1- Lavori per l'installazione della rete di teleriscaldamento a Credaro	101
Figura 5.2 - Centrale cogenerativa di Credaro (Scala 1:100)	102
Figura 5.3- Schema d'impianto del gruppo cogenerativo	103
Figura 5.4 - Storico del carico termico registrato nel periodo maggio 2010 – Giugno 2011. In tratteggiato la potenza termica nominale esprimibile da Burkhard	105
Figura 5.5 - Foto del container Burkard contenete il wood gasificator	107
Figura 5.6 - Schema impianto Burkhardt Eco 180 HVG fornito dal fornitore	110
Figura 5.7 - Man D26 in-line engine	111
Figura 5.8 - Modellizzazione del reattore a letto fluido	114
Figura 5.9 - Modellizzazione del processo di purificazione del syngas	115
Figura 5.10 - Sezioni notevoli dell'impianto analizzato	116
Figura 5.11 - Flussi energetici del sistema Burkhardt	118
Figura 5.12 - Diagramma di Sankey del sistema Burkhardt	120
Figura 5.13 - Confronto fra i valori del PBP per i casi analizzati	127

Indice delle tabelle

Tabella 1.1 - Analisi elementare di 14 diverse lignine	9
Tabella 1.2 - Contenuto di ceneri di alcune biomasse su base secca	13
Tabella 1.3 - Analisi elementare di alcune biomasse	14
Tabella 2.1 - Numerosità e potenzialità degli impianti a bioenergie in Italia	26
Tabella 2.2 - Casi studio analizzati con il Quicksan model	32
Tabella 4.1 - Concentrazione di Cl, F e metalli pesanti nelle ceneri di legno da scarto industriale	76
Tabella 4.3 - Riassunto caratteristiche gassificatori a letto fisso	87
Tabella 4.4 - Caratteristiche dei reattori a letto fluido	92
Tabella 5.1 - Potenze sviluppate dal CHP attualmente in esercizio	103
Tabella 5.2 - Specifiche della caldaia integrativa	104
Tabella 5.3 - Prestazioni del Burkhardt ECO 180 HG CHP	108
Tabella 5.4 - Composizione del combustibile equivalente	115
Tabella 5.5 - Risultati della simulazione GS (1)	116
Tabella 5.6 - Risultati della simulazione GS (2)	117
Tabella 5.7 - Simulazione della composizione chimica del syngas	117
Tabella 5.8 - Specifiche di potenza e di efficienza del Burkhardt	119
Tabella 5.9 - Condizioni di funzionamento	122
Tabella 5.10 - Dati tecnici	122
Tabella 5.11 - Costi d'investimento e d'esercizio	123
Tabella 5.12 - Ripartizione costi BOP	123
Tabella 5.13 - Indici economici. Caso 1.1	124
Tabella 5.14 - Indici economici. Caso 1.2	124
Tabella 5.15 - Costi d'investimento e d'esercizio	125
Tabella 5.16 - Ripartizione costi BOP	126
Tabella 5.17 - Indici economici. Caso 2	126

Indice degli allegati

ALLEGATO I: Algoritmo del programma di simulazione con GS	131
ALLEGATO II: Composizione del prezzo di vendita dell'energia elettrica	137

Abstract

Scopo di questo lavoro di tesi è lo studio di fattibilità inerente il rinnovamento di una centrale cogenerativa asservita ad una rete di teleriscaldamento. L'analisi, eseguita confrontando tra loro configurazioni impiantistiche classiche e soluzioni tecnologiche innovative, è stata volta all'ottimizzazione della produzione energetica, intesa come massimizzazione del rendimento termico e elettrico, rispettando gli obiettivi previsti di remunerazione dell'investimento e il soddisfacimento della richiesta termica della rete di teleriscaldamento. Inoltre sono presentati approfondimenti dal punto di vista più strettamente teorico. Dopo aver introdotto la risorsa "biomassa", la sua potenzialità energetica e i principali vantaggi e svantaggi di un suo sfruttamento, ampio spazio è stato dato alle tecnologie di conversione energetica ad oggi commercialmente mature.

Con particolare dettaglio è stata trattata la classificazione, sia dal punto di vista tecnologico, analizzando le varie configurazioni reattoristiche in uso (oltre ai prototipi in fase di studio), sia per quanto riguarda i principi chimico-fisici alla base del processo.

È stata quindi svolta una simulazione numerica per indagarne i vantaggi tecnici, le criticità e la loro ottimizzazione contestualmente alla particolare configurazione oggetto dell'analisi, una gassificatore di biomassa.

Tale modellazione numerica della reale producibilità energetica dell'impianto cogenerativo dovrà essere uno strumento di analisi replicabile e modificabile per future iniziative di equivalente natura tecnologica.

Parole chiave: Biomassa, Gassificazione, Pirolisi.

Abstract

The main purpose of this thesis is an economic and technical feasibility study about the renovation of a cogeneration plant enslaved to a district heating network.

The analysis has been developed by comparing standard plant design and technologically innovative solutions in order to optimize the energy production as a maximization of the electro-technical performance, fulfilling the objectives of the return on investments and the energy demands of this heating network.

Moreover this study presents some in-depth theoretical analysis as the concept of "biomass", its potential energy and the main advantages and disadvantages of its exploitation, giving great importance to the updated technologies of power conversion commercially available.

In addition a technological classification has been showed to analyze the operating reactor configurations (in addition to prototypes under study) and a chemical and physical one, concerning the basic principles of the process.

Then a numerical simulation has been developed in order to examine the technical advantages, the main problems and their maximization in relation to the configuration in object.

This numerical modelling of the real power production of the cogeneration plant should be a reproducible and changeable analysis instrument for future projects.

Key words: Biomass, Gasification, Pyrolysis.

Introduzione

Con l'entrata in vigore del protocollo di Kyoto la richiesta di fonti energetiche rinnovabili che riducano la dipendenza dai combustibili fossili -e quindi le emissioni di gas serra in atmosfera- ha portato ad una revisione della strategia energetica di molte nazioni, soprattutto europee, che ha come effetto un progressivo abbandono delle centrali tradizionali alimentate a combustibili fossili. Affinchè ciò sia possibile in maniera significativa due sono gli obiettivi da perseguire: una riduzione dei consumi -ottenuti tramite una maggior efficienza soprattutto dei trasporti e del patrimonio edilizio- e lo sviluppo tecnologico dei processi di valorizzazione energetica delle fonti rinnovabili. Al fine di perseguire e favorire questa linea la scelta della maggior parte dei Governi europei è stata quella di emettere strumenti incentivanti per rendere fin da subito competitive le fonti rinnovabili con quelle fossili stimolando la ricerca nel settore così da minimizzare il lasso di tempo necessario al raggiungimento della grid parity¹.

Come conseguenza di ciò, negli ultimi due decenni sono nate e si sono evolute numerose tecnologie per la produzione di energia verde. Fra le più promettenti vi sono quelle legate alla valorizzazione della biomassa, fonte rinnovabile, a ciclo del carbonio nullo e basse emissioni inquinanti ma che gode al tempo stesso dei vantaggi dei combustibili fossili, ovvero la dispacciabilità e l'elevata densità energetica (se paragonata ad eolico e solare) per non contare la sua buona distribuzione geografica.

Con questo lavoro di tesi ci si ripropone di compiere un percorso che a partire dalla definizione e classificazione della biomassa porti il lettore a comprendere le reali potenzialità dello sfruttamento di tale risorsa, i progressi tecnologici compiuti negli ultimi anni e il grado di penetrazione che l'energia così prodotta ha raggiunto nel tessuto energetico italiano ed europeo, fino a presentare casi pratici d'innovazione e prototipi allo stato dell'arte. Verranno presentati modelli matematici che quantificano, in un orizzonte temporale di medio-termine, l'evoluzione nello sfruttamento di combustibili legnosi e dei bio-fuel senza trascurare i rischi etici legati ad uno sfruttamento intensivo del territori per coltivare le materie prime per la loro produzione, terre che corrono il rischio di essere sottratte alla produzione di generi alimentari (così come in parte già avviene in alcuni Paesi del Sud-America dove una percentuale ancora significativa della popolazione soffre di malnutrizione).

Dal terzo capitolo maggiore attenzione verrà riservato all'aspetto più prettamente tecnologico. Al lettore verrà fornito un'overview piuttosto completa sulle tecniche di sfruttamento della biomassa in relazione alle caratteristiche di umidità della stessa. Ci si occuperà poi più diffusamente della gassificazione, analizzandone in maniera approfondita sia gli aspetti termico-cinetici sia le variabili di processo per massimiz-

¹ Grid parity: il punto in cui l'energia elettrica prodotta a partire da fonti di energia alternative ha lo stesso prezzo dell'energia tradizionale prodotta tramite fonti di energia tradizionali cioè le fonti fossili.

zare il rendimento e ottenere un prodotto utile con le caratteristiche desiderate in termini di composizione e potere calorifico.

Nell'ultima parte viene presentato un caso pratico, uno studio di fattibilità tecnico-economica inerente il rinnovamento di una centrale cogenerativa asservita ad una rete di teleriscaldamento sfruttando un sistema di recente produzione che gassifica il pellet e produce del syngas con cui alimentare il cogeneratore. L'analisi, eseguita confrontando tra loro configurazioni impiantistiche classiche e soluzioni tecnologiche innovative, è volta all'ottimizzazione della produzione energetica, intesa come massimizzazione del rendimento termico e elettrico, rispettando gli obiettivi previsti di remunerazione dell'investimento e il soddisfacimento della richiesta termica della rete di teleriscaldamento. È stata quindi svolta una simulazione numerica per indagare i vantaggi tecnici, le criticità e la loro ottimizzazione contestualmente alla particolare configurazione oggetto dell'analisi. Tale modellazione della reale producibilità energetica dell'impianto cogenerativo sarà uno strumento di analisi replicabile e modificabile per future iniziative di equivalente natura tecnologica.

Capitolo 1

La biomassa: classificazione e struttura

1.1 Biomassa: definizione

Con il termine biomassa s'intende qualunque sostanza organica originata dalla fotosintesi clorofilliana, processo chimico grazie al quale le piante verdi e altri organismi producono sostanze organiche utili alla crescita – principalmente carboidrati – a partire dall'anidride carbonica atmosferica e dall'acqua, in presenza di luce solare e di sostanze nutrienti del terreno.

Una siffatta definizione è molto generica, poiché comprende un'ampia gamma di prodotti con caratteristiche anche molto diverse originati da organismi vissuti recentemente [1], per cui è inadatta agli scopi di questa Tesi, ma si vuole sottolineare come questa escluda i combustibili fossili tradizionali.

Nel 2008 l'Unione Europea ha emesso la Direttiva Europea 2009/28/CE (Appendice 1) alla quale si riferisce tutto il materiale legislativo che regola l'uso della biomassa a fini energetici, secondo cui con il termine "biomassa" è da intendersi "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, nonché la parte biodegradabile dei rifiuti industriali e urbani".

1.2 Biomassa: classificazione

Vista l'ampia varietà di materiali che ricadono all'interno della definizione data -le cui caratteristiche fisico-chimiche sono anche molto diverse tra loro- è prassi comune operare una classificazione delle biomasse; l'inserimento di ciascuna biomassa all'interno della sua specifica filiera energetica è strettamente regolamentato a livello di normativa che disciplina le biomasse e i relativi processi di trasformazione.

Le classificazioni che è possibile operare sono diverse. In questa sede ci si limiterà ad analizzare le tre più significative.

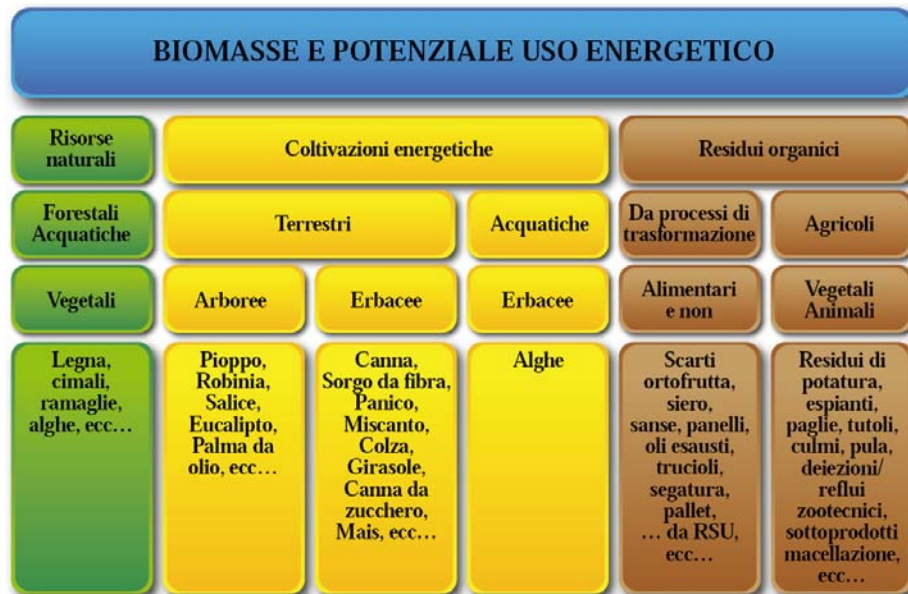


Figura 1.1 - Inquadramento di alcune biomasse utilizzabili a fine energetico [2]

1.2.1 Classificazione della biomassa in funzione dell' umidità relativa

Una delle informazioni che meglio descrive la tipologia di biomassa, poiché ne influenza le caratteristiche fisico-chimiche, e fornisce una prima approssimazione del suo contenuto energetico è la percentuale di umidità relativa.

$$w = \frac{(M_u - M_a)}{M_u} * 100 \text{ [%]} \quad \text{Equazione 1.1}$$

dove nell'espressione

M_u= massa della biomassa umida;

M_a= massa della biomassa anidra

Tale valore è estremamente variabile all'interno della risorsa biomassa, indicativamente tra il 4% e il 92%, rendendone difficile l'utilizzo in un unico processo di conversione energetica [3] e, anzi, rende pressoché obbligato il processo di sfruttamento energetico. Come verrà trattato più diffusamente nel prossimo capitolo, infatti, le biomasse così dette *secche* (come residui dell'industria del legno, residui forestali, etc) sono destinate a processi fisici di combustione mentre quelle *umide* (letame, scarti di frutta e ortofrutticoli, etc) a processi biologici di fermentazione anaerobica.

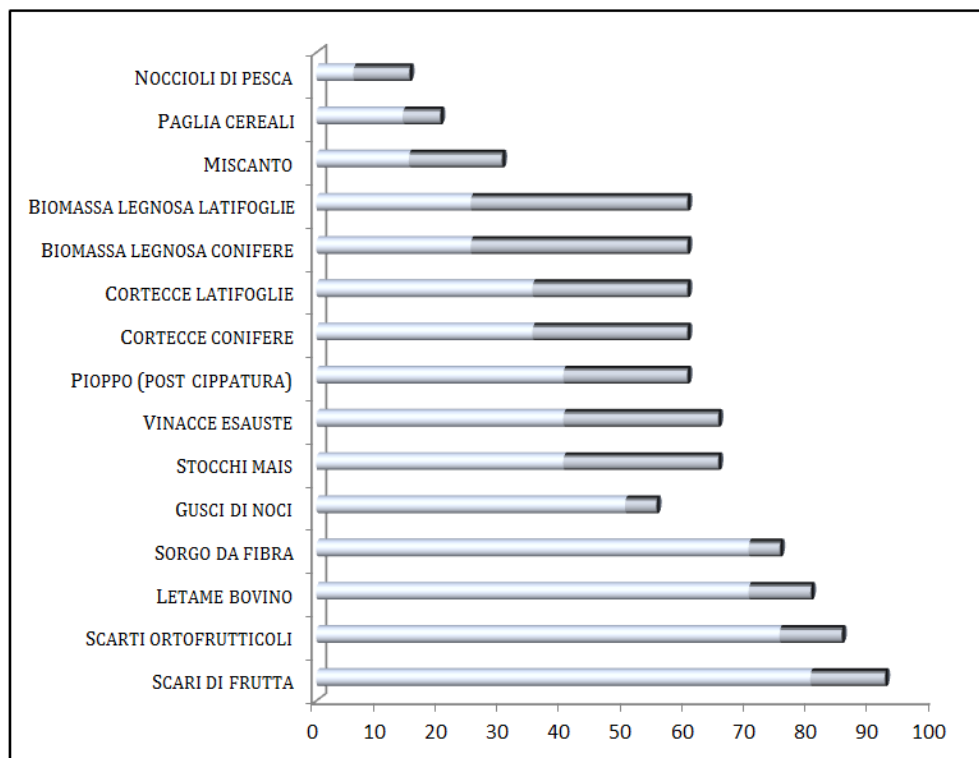


Figura 1.2 - Intervallo di valori tipici di umidità relativa alla raccolta di alcune biomasse e residui (Fonte: Biomasse ad uso energetico – ASSAM)

Non esiste un valore di umidità universalmente riconosciuto in letteratura per poter definire secca o umida una tipologia di biomassa. Come riferimento è possibile però affermare che biomasse con un contenuto d'umidità superiore al 60% sono sicuramente umide e pertanto il processo di conversione più indicato è la fermentazione anaerobica poiché la combustione richiederebbe una spesa per asciugatura ed essiccamento della risorsa spesso superiore all'apporto energetico che la risorsa stessa è in grado di fornire. Per contro biomasse con umidità relativa inferiore 35% sono secche.

1.2.2 Classificazione della biomassa: fonte residuale o non residuale

Una suddivisione molto diffusa in letteratura è quello fra la biomassa *residuale* e la biomassa *non residuale*. Non si tratta di una distinzione di natura fisica o per processo di trasformazione.

Le **fonti residuali** sono costituite dalle biomasse “vincolate ai cicli produttivi di origine, quali le catene alimentari primarie e secondarie, le utilizzazioni

forestali, le lavorazioni agro-industriali, l'ecosistema urbano" [4]. Si tratta cioè di biomassa che si origina quale prodotto di scarto di attività umane, come, ad esempio, manutenzione di foreste e residui di lavorazioni industriali alimentari e non, e che vengono recuperate a scopo energetico con il doppio effetto utile di eliminare i costi di smaltimento che si renderebbero altrimenti necessari.

Tale materiale di recupero, se da una parte è disponibile a costo pressoché nullo¹, dall'altra, non avendo per definizione una produzione dedicata e programmabile, è caratterizzato da criticità dal punto di vista dell'approvvigionamento. Le modalità con cui tale biomassa viene generata la rendono una risorsa discontinua con ciclicità stagionale.

Le **fonti non residuali** racchiudono quelle tipologie di biomasse appositamente prodotte per la conversione energetica. Ne fanno parte principalmente colture a crescita rapida (5-10 anni) e buona capacità di ripresa dopo il taglio. Gli aspetti economici legati alle filiere di produzione di biomasse energetiche e quelli sociali – si sottraggono aree di terreno utile alle colture alimentari – sono complessi e verranno trattati in seguito, ma risulta subito evidente che il problema di approvvigionamento, criticità maggiore delle fonti residue, è qui superato.

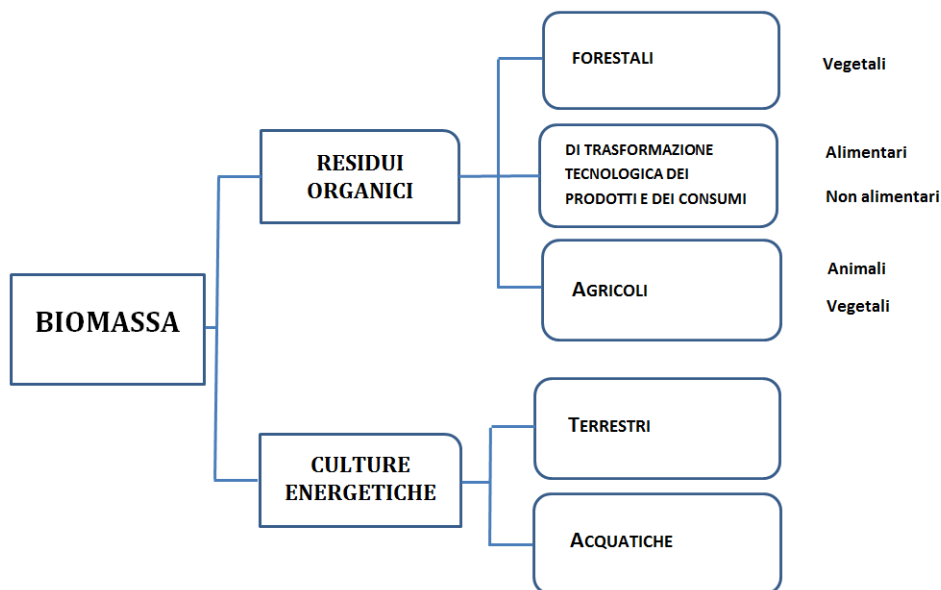


Figura 1.3 - Classificazione della Biomassa [4]

¹ I costi di raccolta e trasporto sono i medesimi della biomassa non residuale; i costi di produzione sono invece nulli e anzi permettono di eliminare la spesa di smaltimento.

Altro vantaggio che va sottolineato è il contenuto energetico medio più elevato per le biomasse non residuali rispetto a quelle residuali. In tal senso particolare interesse presentano le colture energetiche che presuppongono la selezione delle specie più adatte per essere utilizzate, a turni brevissimi (circa cinque anni), per produzione energetica esclusiva, al fine di massimizzare la resa energetica e minimizzare il ciclo produttivo. Ciò è ottenibile a scapito di un alto costo energetico della filiera, sia attraverso l'uso di macchinari per la raccolta sia dovuto all'impiego di fertilizzanti (ed in tal caso il bilancio non può non tenere conto dei problemi ambientali che essi comportano e della spesa energetica che il processo di produzione comporta).

1.2.3 Classificazione della biomassa per origine

In ultimo si propone la classificazione più semplice e immediata, ovvero quella per origine della fonte. La biomassa può essere pertanto suddivisa in tre macro-categorie:

- 1) La biomassa vegetale (o *fitomassa*) comprende tutta la biomassa derivante da piante, arboree o legnose che siano e comprende sia fonti residuali che non residuali. È chimicamente costituita da tre costituenti principali -lignina, cellulosa ed emicellulosa in percentuale variabile- e da percentuali più limitate di ceneri e tracce di inorganici, come verrà più diffusamente spiegato nel corso di questo capitolo.
Data l'abbondanza sul territorio e la diffusione uniforme in tutti i continenti la fitomassa è da sempre utilizzata quale fonte energetica.
- 2) La biomassa animale (o *zoomassa*) comprende tutta la biomassa di origine animale e si tratta sempre di una fonte residuale. Tale prodotto è meno abbondante e meno pregiato rispetto alla fitomassa poiché presenta una densità energetica nettamente inferiore.
La componente più rilevante di questa risorsa è composta da deiezioni, caratterizzate da un'elevata umidità relativa, ma sono sfruttabili "reflui zootecnici" ovvero scarti di altre attività principali (es: macellazione e lavorazione delle carni, produzione di uova, etc.). Il processo di conversione energetica vista, l'estrema variabilità sia di composizione che di contenuto d'acqua, è piuttosto complesso
- 3) La biomassa da RSU comprende la quota parte dei rifiuti solidi urbani che, previo processo di selezione e trattamento, possono essere impiegati in processi con la finalità di produrre energia. Tale fonte, anche se di tipo

residuale, ha la particolarità di essere in larga misura prevedibile, in quanto la produzione di rifiuti di ciascun bacino di raccolta è stimabile essendo noti i dati sulla produzione degli anni passati. Il processo che maggiormente si presta allo sfruttamento degli RSU è la combustione diretta in termovalorizzatore

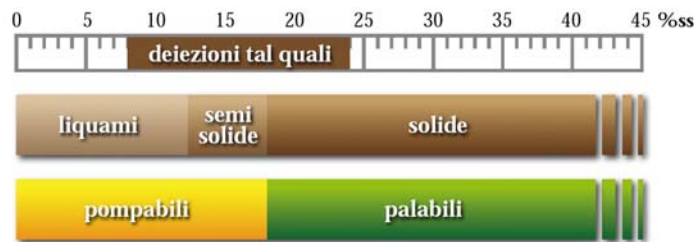


Figura 1.4 - Classificazione delle deiezioni zootecniche in relazione al contenuto di sostanza secca [5]

Per gli scopi di questa tesi si sceglie di abbandonare ogni altra tipologia di biomassa per focalizzare l'attenzione sulla componente vegetale. È infatti essenziale un'analisi a livello molecolare della fonte energetica in uso per spiegare le reazioni chimiche che avvengono all'interno dei processi di conversione.

Verranno tuttavia proposti grafici e tabelle di minor dettaglio che riguardano ogni tipologia di biomassa per maggior chiarezza e confronti fra i valori presentati. Per analoghi motivi è utile operare confronti anche con le fonti fossili tradizionali.

1.3 Biomassa vegetale: composizione e struttura chimica

1.3.1 Introduzione

Si è già accennato a come il contenuto di umidità della risorsa che deve essere sfruttata sia determinante nella scelta del processo di conversione energetico più idoneo. Esso non è però l'unico fattore da prendere in considerazione e comunque il metodo di trasformazione non è che la prima variabile ingegneristica da considerare.

Prima di addentrarsi in un'analisi di ogni tipologia di processo è però conveniente, al fine di fornire tutti gli strumenti utili alla loro comprensione, analizzare la composizione chimica della biomassa poiché, differendo molto dai combustibili fossili -soprattutto per l'elevata quantità di atomi d'ossigeno non presenti in petrolio e/o carbone – presentano una chimica di processo anche molto diversa rispetto ai combustibili tradizionali.

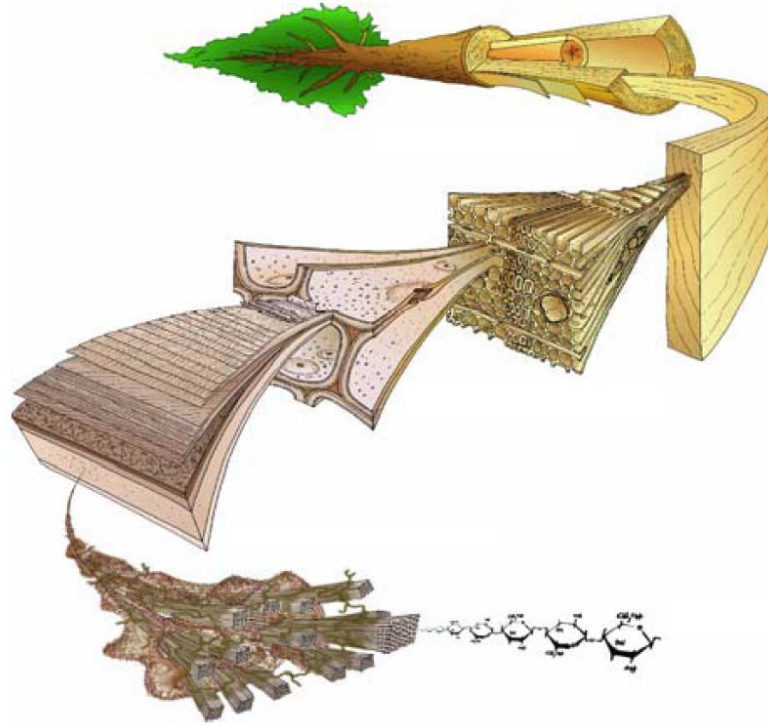


Figura 1.5 - Rappresentazione schematica dei vari livelli a cui può essere esaminato il legno [5]

Le biomasse di origine vegetale -che costituiscono la maggioranza delle biomasse utilizzate a fini energetici sia per l'utenza domestica che per la produzione di elettricità e calore su scala industriale- dal punto di vista chimico contengono principalmente (ed in maggior quantità) carbonio, idrogeno e ossigeno; la loro formula chimica è genericamente espressa come $C_xH_yO_z$, in cui i coefficienti x , y e z variano e sono specifici per ogni biomassa [6].

Sono combustibili solidi costituiti sostanzialmente da fibre di cellulosa (ca.50% con contenuto di ossigeno in volume pari al 49%) immerse in una matrice di emicellulosa (contenuto di ossigeno in volume pari al 54%) e lignina, il cui contenuto di ossigeno è compreso fra il 12% e il 29% [7].

Altri componenti, seppur presenti in tracce di entità variabile a seconda della tipologia di biomassa, possono costituire delle criticità per quel che riguarda i parametri operativi e i tempi e modi di manutenzione del sistema di conversione adottato. Si tratta di ceneri, metalli e minerali organici.

1.3.2 La lignina

La lignina è un complesso polimero organico amorfo ad alto peso molecolare costituito principalmente da composti fenolici. La lignina può considerarsi la molecola più complessa per quel che riguarda la struttura della biomassa. Non è infatti possibile dare una composizione precisa, anche se esistono diversi tentativi di fornire un modello di struttura media.

La composizione elementare della lignina è all'incirca: 61-65% di carbonio, 5-6% di idrogeno e la restante parte di ossigeno. Come indica il nome, è riscontrabile principalmente nella parete cellulare di alcune cellule vegetali in percentuale variabile -a seconda della specie vegetale (legni duri o teneri) e dell'età della pianta- ma comunque piuttosto elevate -tra il 15-35% in volume o tra il 16-25% in peso-.

Tra i costituenti elementari accertati vi sono la vanillina, l'alcol coniferilico, l'alcol siringico, e la struttura caratteristica vede la presenza di numerosi gruppi metossilici, carbossilici, ossidrilici che formano una matrice polimerica di unità fenilpropaniche. Tale polimero ha dunque una molecola molto complessa e a struttura tridimensionale molto ramificata formata da una sola unità, il fenilpropano, ripetuta numerose volte. Le unità monomeriche sono unite tra loro in modo vario: attraverso ponti di ossigeno tra due gruppi propilici o fenilici oppure tra un gruppo fenilico e uno propilico o anche tramite legami carbonio-carbonio tra i medesimi gruppi.

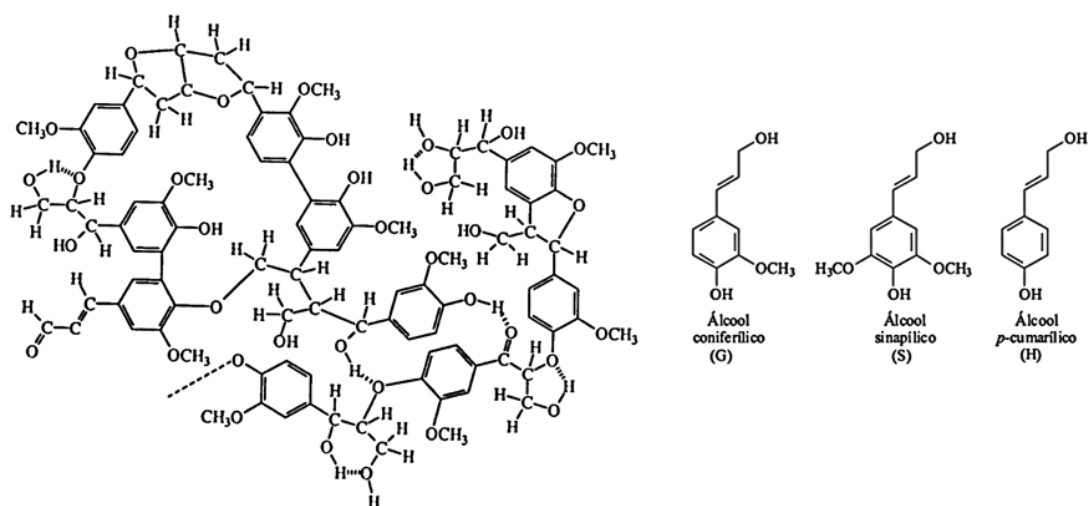


Figura 1.6 - Struttura della lignina (sinistra) e dei tre alcool precursori (destra)

La co-polimerizzazione radicalica casuale dei tre precursori -alcool cumarilico, alcool coniferilico, e alcool sinapilico-, catalizzata dall'enzima perossidasi, porta

alla formazione del polimero della lignina ed è responsabile del “disordine” che caratterizza la struttura in quanto le reazioni che avvengono tra i radicali coinvolti sono non selettive e casuali. La struttura disordinata, tridimensionale e fortemente ramificata è insolubile in acqua e nei solventi più comuni.

La lignina appartiene alla classe dei cosiddetti composti fenilpropanoidi ovvero non appartiene alla famiglia dei carboidrati come gli altri costituenti principali delle biomasse (cellulosa ed emicellulosa) ma rientra in quella dei composti aromatici.

Dal momento che le unità monomeriche di lignina presentano nella maggior parte dei casi un insieme comune di nove carboni, sei nell’anello aromatico e tre nella parte alifatica, spesso i dati analitici riguardanti le diverse lignine sono espressi rispetto alla formula C_9 . L’eterogeneità della lignina è ben riconoscibile per le diverse piante di diverse famiglie, ordini, generi e classi così come la struttura della lignina in una stessa specie può variare in base alla zona di provenienza ed all’età della pianta [7]. Un esempio della variabilità di composizione elementare delle lignine è riportato in Tabella 1.1.

LIGNINE SOFTWOOD					
Specie	% C	% H	% O	% OCH ₃	Unità di massa C ₉
Picea abies	62.7	5.9	31.3	15.8	190.2
Picea mariana	63.7	6.3	29.4	15.4	185.8
Pinus sylvestris	64.0	6.1	29.8	15.7	185.9
Pinus ponderosa	62.5	6.0	29.9	15.0	187.1
Pseudotsuga menziessi	64.8	5.8	29.6	12.5	180.0
Thuja plicata	63.8	6.1	30.1	16.1	187.3
Tsuga heterophylla	63.4	6.3	29.8	15.7	187.3
Larix occidentalis	63.7	6.1	30.2	12.9	184.0
LIGNINE HARDWOOD					
Specie	% C	% H	% O	% OCH ₃	Unità di massa C ₉
Fagus sylvatica	60.3	6.3	33.4	21.4	207.1
Betulla verrucosa	58.5	6.5	34.0	21.5	211.9
Populus tremuloides	60.0	6.1	33.9	21.5	208.5
Acer macrophyllum	60.4	5.7	33.9	20.0	204.9
Liquidambar styraciflua	57.6	5.6	35.1	21.4	215.0
Eucalyptus regnans	59.2	6.3	33.6	22.9	212.5

Tabella 1.1 - Analisi elementare di 14 diverse lignine [7]

La lignina è responsabile dell’agglomerazione dei composti fibrosi celluloseici oltre a svolgere una funzione protettiva delle fibre celluloseiche da microbi e

funghi. È anche responsabile della rigidità delle pareti cellulari e della connessione tra le diverse cellule del legno, creando un materiale molto resistente agli urti, alle compressioni e alle flessioni.

Se riscaldata oltre i 280°C la lignina inizia il processo di decomposizione. È questo il caso della pirolisi in cui la scissione fra gli eteri e i legami C-C dà origine a fenoli. Per gli scopi di questa tesi è anche utile aggiungere che la lignina produce un'elevata quantità di residui carboniosi deidrogenati (char) in misura significativamente maggiore rispetto a cellulosa ed emicellulosa.

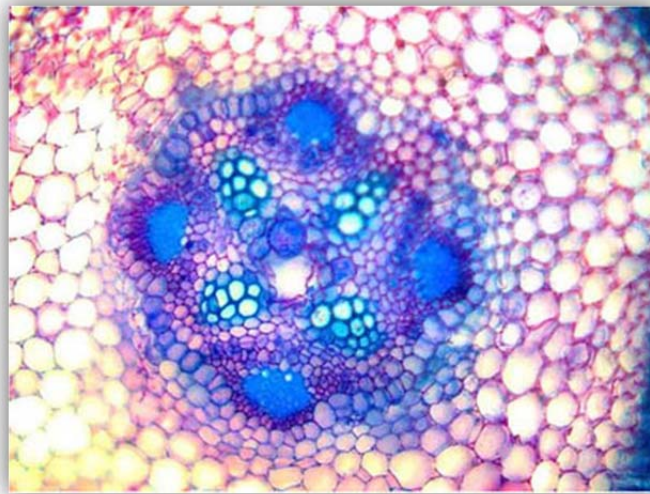


Figura 1.7 - Lignina. Dettaglio al microscopio di un tessuto vegetale. Le cellule con le pareti lignificate sono colorate in blu [11].

1.3.2 La cellulosa

La cellulosa è un polisaccaride naturale che forma la struttura di sostegno di tutte le biomasse e ne costituisce approssimativamente il 50% del materiale della parete cellulare (60-70% in peso su base secca). I componenti elementari sono carbonio, idrogeno e ossigeno in proporzioni indicate dalla formula generale ($C_6H_{10}O_5$).

Si tratta di un polimero lineare ad elevata massa molecolare costituito da un anello di β -D-glucopiranosio quale unità base; ogni anello è ruotato di 180° rispetto al successivo pertanto l'unità ripetitiva è formata da due anelli contigui uniti a mezzo di legami $\beta(1\rightarrow4)$ -glicosidici, detto cellobiosio e costituito in sostanza da due unità di glucosio anidro, come mostrato in Figura 1.8.

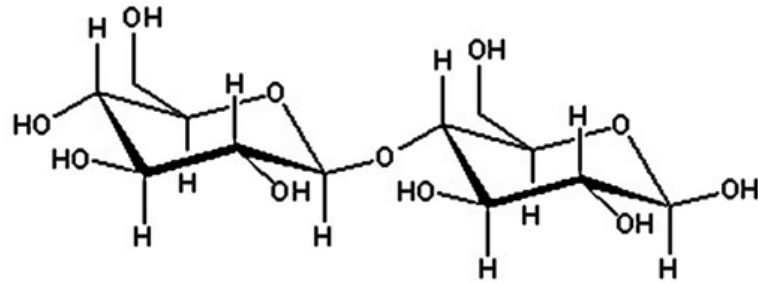


Figura 1.8 - Struttura chimica della cellulosa

La struttura è molto stabile a causa degli anelli a sei atomi di carbonio, dell'assenza di doppi legami e della presenza di un sistema di ponti ad idrogeno interpolimerici.

Queste proprietà rendono il polimero della cellulosa più resistente agli attacchi chimici e termici e fa sì che si sviluppi in maniera più lineare, rendendolo così oltre che resistente, anche filabile. Per questo motivo la cellulosa risulta essere la materia prima fondamentale per le fibre naturali.

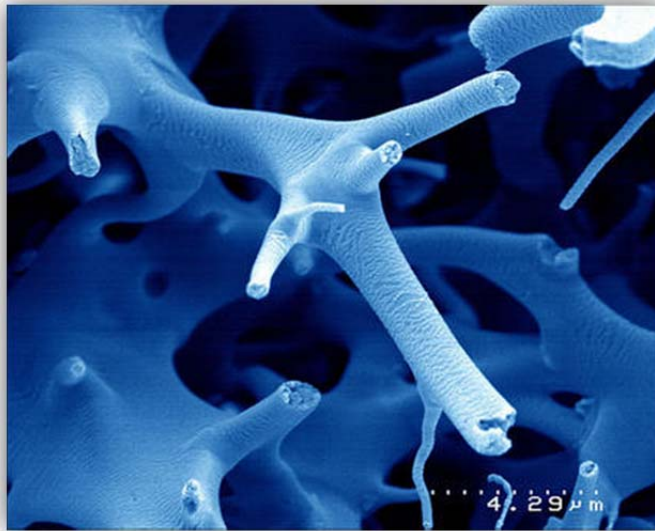


Figura 1.9 - Fibra di cellulosa. Fonte: Didier Cot, CNRS (Centre national de la recherche scientifique)

La natura cristallina delle molecole di cellulosa le rende totalmente insolubili in acqua (e in soluzioni acquose in genere) e più resistenti, ad esempio rispetto ad altre fibre come quelle dell'emicellulosa, alla decomposizione termica.

Altro aspetto importante a fini ingegneristici è la presenza di regioni amorphe contenenti liquidi organici all'interno della cellulosa: un rapido riscaldamento del legno porterebbe alla formazione di vapore all'interno delle fibre cellulosiche e, dopo la saturazione di tale zone, ad un processo *esplosivo* di distruzione della struttura.

La degradazione termica della cellulosa avviene in un intervallo di temperatura compreso tra 250°C e 350°C, mentre la sua pirolisi è completa intorno ai 360°C.

1.3.3 L'emicellulosa

L'emicellulosa è il secondo costituente in peso delle biomasse, dopo la cellulosa, con percentuali variabili tra il 25-35%. Si tratta di un polimero misto in cui catene ramificate piuttosto corte, da 10 a 200 molecole, composte da polisaccaridi complessi -sia a 6 che a 5 atomi di carbonio (glucosio, mannosio, galattosio, xilosio, arabinosio)- si associano alla cellulosa nella parete cellulare.

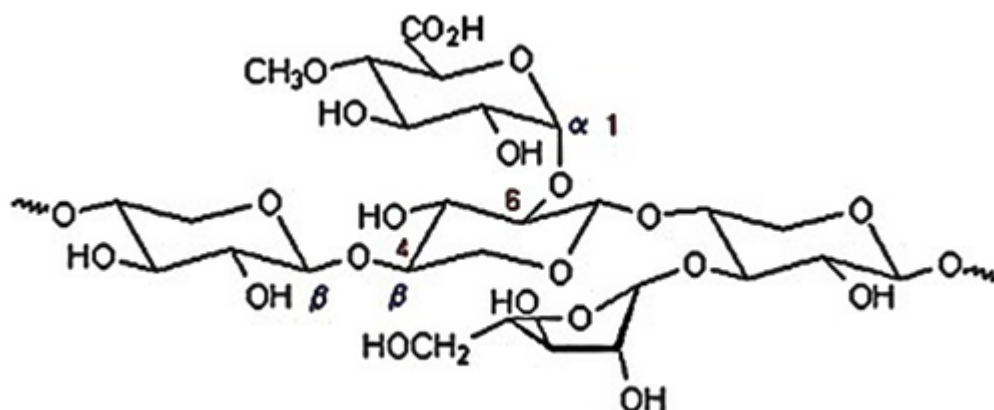


Figura 1.10 - Emicellulosa: struttura chimica

Rispetto alla cellulosa, l'emicellulosa è solubile in soluzioni alcaline diluite, ha una massa molecolare inferiore ed è composta da un minor numero di monomeri saccaridi (150 contro i 5000-10000). La differenza fondamentale risiede però nel non essere costituita da sole molecole di glucosio ma da una struttura eteropolisaccaride con catene laterali corte poste lungo la catena polimerica principale.

A differenza della cellulosa, quindi, l'emicellulosa presenta una composizione chimica variabile da pianta a pianta, poiché ogni specie arborea presenta una diversa quantità relativa di zuccheri polimerici.

Ruolo principale dell'emicellulosa è quella di rendere maggiormente flessibili le fibre favorendone l'imbibizione e quindi il rigonfiamento².

La decomposizione termica dell'emicellulosa avviene a temperature di soli 200-260 °C per l'assenza di una struttura di tipo cristallino e dà origine ad un'elevata quantità di sostanze volatili. La produzione di tar e residui carboniosi è pertanto minima [8].

1.3.4 Ceneri e composti organici

Oltre ai costituenti principali appena trattati un'analisi chimica della biomassa rivela tracce di componenti organici di origine minerale (Si, K, Na, S, Cl, P, Ca, Mg e Fe...) prelevati dal terreno attraverso le radici, durante la vita del vegetale.

Specie	Ceneri (% s.s.)
Abete rosso *	0,6
Faggio *	0,5
Pioppo **	1,8
Salice **	2
Corteccia di conifere	3,8
Legno di vite ***	3,4
Miscanto	3,9
Paglia di frumento	5,7
Granella di triticale	2,1
Pannello di colza	6,2

* con corteccia

** cedui a rotazione corta (SRC)

*** cippato

Tabella 1.2 - Contenuto di ceneri di alcune biomasse su base secca

Il loro peso relativo è piuttosto esiguo e si aggira intorno all'1% ma non possono essere trascurati: parte di essi (K, Na, P, Ca, Mg..) svolge un ruolo indispensabile nella cinetica del processo di conversione energetica, alcuni sono

² Imbibizione: movimento capillare delle molecole d'acqua all'interno di materiali porosi, come il legno, con conseguente aumento del proprio volume.

inerti, altri precursori di emissioni inquinanti (azoto, zolfo e cloro) e pertanto condizionano la scelta delle condizioni operative oltre a richiedere sistemi di post-trattamento dei gas combustibili.

Per inquadrare il problema anche in termini quantitativi -e così apprezzare le variazioni dei singoli elementi fra le specie considerate- si presenta in Tabella 1.3 la composizione elementare di alcune biomasse proposta da Demirbas.

Specie	C	H	N	S	Cl	O
Guscio di noce	53.6	6.6	1.5	0.04	0.2	41.7
Segatura	46.9	5.2	0.1	0.04	nd	37.8
Grano	49.4	5.6	0.6	0.1	0.3	42.5
Pioppo	48.4	5.9	0.4	0.01	nd	39.6
Pula di riso	47.8	5.1	0.1	-	nd	38.9
Sgranatura cotone	42.8	5.4	1.4	0.5	nd	35.0
Bagassa di zucchero da canna	44.8	5.4	0.4	0.001	nd	39.6
Nocciolo di pesca	53.0	5.9	0.3	0.05	nd	39.1
Erba medica	45.4	5.8	2.1	0.09	nd	26.5
Legno di quercia	50.0	6.0	0.3	-	-	42.4
Paglia di frumento	42.8	5.5	0.7	-	1.5	35.5
Residui di oliva	49.9	6.2	1.6	0.05	0.2	42.0
Legno di faggio	49.5	6.2	0.4	-	-	41.2
Legno di abete	51.9	6.1	0.3	-	-	40.9
Tutolo	49.0	5.4	0.4	0.2	0.2	44.2
Scarti del Tè	48.0	5.5	0.5	0.06	0.1	44.0
Guscio di nocciola	50.8	5.6	1.0	0.1	0.2	41.1
Guscio di mandorla	47.9	6.6	1.1	0.06	0.1	41.7
Girasole	47.4	5.8	1.4	0.05	0.1	41.3
Corteccia	53.9	5.8	0.4	0.03	0.15	38.3

Tabella 1.3 - Analisi elementare di alcune biomasse [9]

I composti organici durante la combustione si ossidano andando a definire, insieme a una piccola frazione di incombusti, una nuova specie inerte, le ceneri (85-90% minerali ossidati, 10-15% incombusti) che, come già accennato, giocano un ruolo determinante nel processo ossidativo.

La quantità di ceneri può variare sensibilmente a seconda della biomassa e questa, unitamente alla presenza di umidità ed al tenore di ossigeno, condiziona il potere calorifico delle biomasse.

Il tipo, oltre alla quantità, di sostanze minerali interne al combustibile solido influenza l'andamento delle reazioni di processo. Durante la combustione, i minerali, che sono presenti come ioni o micro-particelle, sono convertiti in cenere.

Ad alta temperatura ed in funzione della temperatura di fusione delle ceneri, si possono anche formare strutture vetrose, sferiche e vuote, chiamate *cenosfere*. A temperatura inferiore la cenere tenderà a rimanere separata ed influenzerà la capacità di trasferimento di calore [7].

1.4 Impiego della Biomassa: vantaggi e svantaggi

Non è questa la sede opportuna per analizzare in dettaglio gli aspetti positivi e negativi concernenti l'uso di biomasse a fini energetici. Si tratta infatti di un problema complesso in cui entrano in gioco molteplici fattori il cui peso relativo è spesso motivo di dibattito anche tra gli esperti. I progressi tecnologici occorsi negli ultimi decenni, spinti dal sempre maggior interesse dell'opinione pubblica verso una maggior salvaguardia dell'ambiente, hanno portato solo recentemente alla diffusione di processi evoluti di valorizzazione energetica delle biomasse. Da tale premessa consegue che le conclusioni che si possono trarre ad oggi, con la scarsa disponibilità di dati storici, un'esperienza nel campo delle energie alternative limitata e una tecnologia ancora immatura, non possono che essere una fotografia dello stato attuale di una situazione in rapida evoluzione.

Ci limiteremo pertanto a citare brevemente i fattori che portano ad apprezzare la biomassa come fonte energetica e gli aspetti che ne sconsigliano o ne limitano l'uso.

Come tutte le fonti alternative ai combustibili fossili e rinnovabili la biomassa è una fonte sostenibile perché caratterizzata da un'elevata velocità di rigenerazione -previa un'accorta gestione del patrimonio forestale e una pianificazione razionale del suolo destinato a colture energetiche- il che ne fa una fonte praticamente inesauribile, e geograficamente ben distribuita tra tutti i continenti.

Nonostante sia diffusa l'opinione che lo sfruttamento energetico delle biomasse sia ad impatto ambientale nullo, ciò costituisce una grossa forzatura. Come tutte le sostanze sottoposte a combustione diretta anche le biomasse liberano ossidi di azoto, di zolfo, diossina, anidride carbonica e ed altre emissioni considerate inquinanti; ciò che va invece considerato sono i valori di tali emissioni rapportati a quelle ascrivibili alla combustione di combustibili fossili. La conversione energetica della biomassa si rivela, al confronto, nettamente più *green* soprattutto se l'obiettivo è il contenimento delle emissioni in atmosfera di

zolfo (responsabile delle piogge acide), elemento poco presente nelle biomasse ma molto rilevante nel carbone. Una diffusione delle centrali a biomasse avrebbe anche effetti benefici sull'effetto serra: se si escludono le emissioni legate a semina, taglio, raccolta e trasporto della materia prima, le emissioni di CO₂ dovute al processo di conversione della biomassa controbilanciano l'anidride carbonica assorbita dalla fotosintesi durante la vita del vegetale stesso chiudendo il ciclo del carbonio.

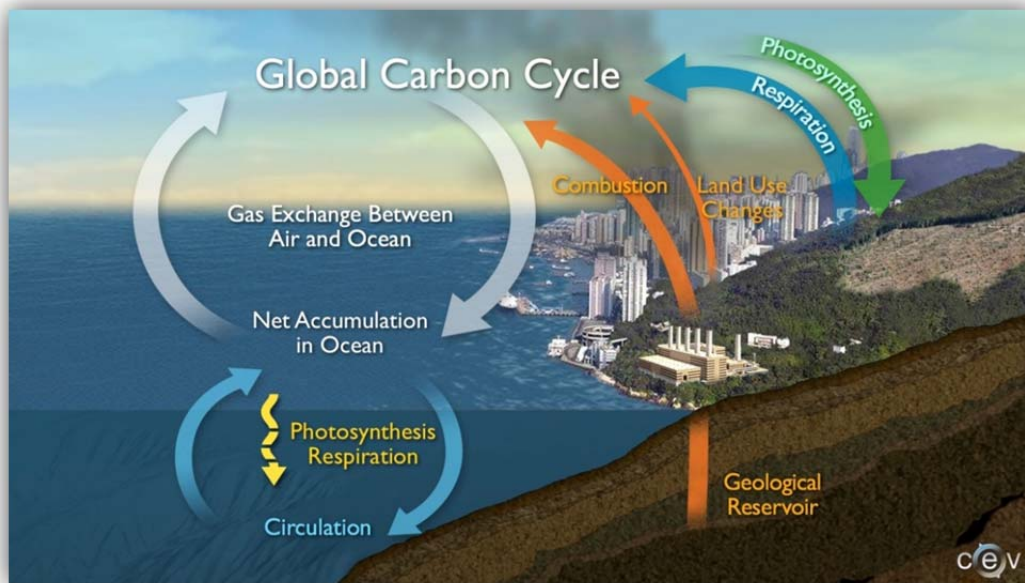


Figura 1.11 - Ciclo del carbonio [12]

La distribuzione, più o meno uniforme, sul territorio delle biomasse, che inizialmente ne ha frenato lo sfruttamento quale fonte per una produzione energetica su larga scala, si è rivelata con il tempo essere un vantaggio per gli effetti sociali e di tutela del territorio che ha comportato. Se, da una parte, ciò limita la potenzialità massima delle centrali costruite, portando a preferire impianti numerosi ma di piccola taglia, si è visto che lo sfruttamento di aree *marginali* (sempre crescenti dal dopoguerra ad oggi, visto che la tecnologia applicata al settore agricolo ha avuto come effetto una sovrapproduzione alimentare rispetto alla domanda) porta opportunità di lavoro in aree "povere" e permette di tutelare porzioni di territorio altrimenti incolte e abbandonate. Si pensi, per limitarci al caso italiano, al Mezzogiorno dove i problemi legati al dissesto idrogeologico e alla disoccupazione sono particolarmente sentiti [11] e la disponibilità di materia prima (patrimonio forestale, rifiuti zootecnici, etc.) o di aree da dedicare alle colture energetiche è abbondante.

L'utilizzo a fine energetico dei residui delle utilizzazioni boschive aumenta la fonte di reddito delle imprese operanti in questo campo, incentivandole ad una gestione più corretta e puntuale delle aree forestali con vantaggi che si ripercuotono positivamente sull'intera collettività. È il caso soprattutto di quelle zone in cui l'elevata pendenza ne rende meno conveniente lo sfruttamento ma anche quelle più importanti per mantenere una stabilità idrogeologica dei versanti.

Dal punto di vista energetico la biomassa ha la peculiare caratteristica per una fonte rinnovabile di essere anche una risorsa stoccabile e quindi una fonte energetica dispacciabile, differentemente dall'energia eolica o solare. È anche di facile impiego, soprattutto se destinata alla sola produzione di calore, ma ben si presta anche alla conversione in altre forme come biogas, biodiesel, idrogeno, metanolo etc. Gli sviluppi tecnologici che, in particolar modo nell'ultimo decennio, hanno portato ad un miglioramento dell'efficienza sia nel ciclo di "produzione e raccolta" della biomassa -raccolti a rotazione breve, macchinari espressamente progettati per il taglio e la raccolta delle colture energetiche, cippatrici, etc.- che in quello di conversione hanno permesso di ridurre i costi specifici e di portare il prezzo dell'energia da biomassa ad essere molto competitivo rispetto alle altre fonti alternative (solare, eolico, etc..) attestandosi ad un livello di poco superiore a quello delle fonti fossili tradizionali le quali beneficiano di economie di scala e di apprendimento molto importanti. Se poi i processi di generazione energetica da carbone e gas naturale hanno raggiunto una maturità tecnica difficilmente migliorabile -e anzi nei prossimi anni le normative sempre più stringenti sui limiti di emissioni comporteranno sempre di più l'aggiunta di sistemi di trattamento peggiorativi dell'efficienza delle centrali tradizionali- le prospettive di miglioramento, sia tecnico che tecnologico, nei processi di valorizzazione delle biomasse sembrano più che giustificare gli studi nel settore e i progetti pilota che vengono finanziati.

In ultimo si ricorda che, essendo la biomassa una fonte energetica spontaneamente presente nella maggior parte dei Paesi, il suo prezzo è dato solo dall'equilibrio tra domanda e offerta e non, come accade per i combustibili fossili, da motivi geopolitici, speculativi, o da politiche di produzione atte a mantenere il prezzo della risorsa su livelli prefissati.

Alla luce di quanto detto finora appare strano che la quota relativa di energia da biomassa sia così limitata sia a livello nazionale che mondiale, come verrà analizzato nel prossimo capitolo. La ragione di ciò è che accanto agli indubbi vantaggi ci sono alcuni aspetti negativi che ne frenano l'impiego, riconducibili principalmente ad una scarsa convenienza economica ed a problemi di natura normativa.

La scarsa densità energetica è l'ostacolo più forte ad una definitiva affermazione delle biomasse. Se queste, come visto poc'anzi, permettono di coniugare la produzione di energia alla tutela del territorio da un lato, dall'altro rendono difficoltoso e dispendioso l'approvvigionamento della materia prima. Il bacino di raccolta diventa una delle principali grandezze di cui tener conto in sede di progettazione poiché si è calcolato che per distanze superiori alle cento miglia questo tipo di impianto diventa non economico [12]. Prospettive di maggior sviluppo sembrano allora avere quei processi che valorizzano scarti di altre lavorazioni, come residui dell'industria agroalimentare e di trasformazione del legno, per i quali i costi di raccolta e trasporto sono assenti perché vanno a bilancio di altre attività così dette *principali* le quali, al contempo, evitano i costi di smaltimento dei rimasugli di lavorazione. Si verifica cioè un'integrazione complementare tra due filiere che si completa quando l'energia generata dall'attività *secondaria* va a servizio dell'attività *principale* rendendola energeticamente autosufficiente.

Vi è poi da tener presente che un altro freno allo sviluppo delle centrali a biomasse è l'investimento iniziale piuttosto elevato e il periodo di ritorno di diversi anni che ne consegue disincentiva gli investitori privati.

In un quadro come quello descritto non giovano certo le lungaggini delle procedure autorizzative tipiche di ogni nuova start up, le carenze di programmazione e l'assenza di una strategia nazionale di settore, argomenti che esulano dagli scopi di questa Tesi.

In ultimo si sottolinea una mancata informazione verso l'opinione pubblica riguardo le possibilità e i vantaggi che lo sfruttamento della biomassa può comportare, sia in termini sociali che di mancate emissioni se raffrontate con le centrali tradizionali. La volontà di installare nuove centrali si scontra con le proteste dei residenti nelle aree adiacenti al sito scelto che sono spesso all'oscuro delle recenti normative in materia di emissioni –molto più stringenti delle regolamentazioni degli anni '80 e '90 anche grazie alle profonde innovazioni apportate ai sistemi di trattamento fumi- non sono consci del differente grado di pericolosità fra le emissioni di una centrale a biomassa e quelle di una centrale a combustibili fossili e non valutano le ricadute positive, economiche e di tutela del territorio, che l'installazione potrà portare al sito e alle aree limitrofe.

BIOGRAFIA – Capitolo 1

- [1] S. Malandrino, *Modellazione e valutazione energetica di due tecnologie per la conversione di biomassa in energia elettrica e calore.*
- [2] E. R. Andrea Bordoni, «Biomasse ad uso energetico».
- [3] McKendry, «Energy production from biomass (part2): conversione technologies,» 2002.
- [4] [Online] www.itabia.it.
- [5] OPET SEED, «Utilizzo energetico della biomassa,» 2001.
- [6] ASSAM, «Biomasse ad uso energetico».
- [7] R. Wimmer, «Forstnahe Holzforschung: Forschung an der Schnittstelle von Wald und Holz,» 2002.
- [8] V. Kirubakaran, V. Sivaramakrishnan e R. Nalin, "A review on gasification of biomass" *Renewable and sustainable energy review*, 2009.
- [9] Bridgwater, *Principles and practice of biomass fast pyrolysis processes for liquids*, 1999.
- [10] A. Frassoldati, T. Faravelli e S. Granata, «Fenomenologia della combustione di Biomasse».
- [11] Levucellsc. [Online]. Available: <http://www.levucellsc-fibre.info>.
- [12] [Online]. Available: <http://www.interactiveoceans.washington.edu>.
- [13] Energylab, *Le fonti rinnovabili di energia e l'utilizzo della biomassa nell'ambito della riforma del sistema elettrico nazionale.*
- [14] D. Pettenella, «Una foresta di energia da utilizzare,» *Humus*, 2004.
- [15] A. Demirbas , *Progr. Energy Comb. Sci.*, 2005.

Capitolo 2

Il ruolo della biomassa nel panorama energetico

2.1 Introduzione

Con l'entrata in vigore del protocollo di Kyoto la richiesta di fonti energetiche rinnovabili che riducano la dipendenza dai combustibili fossili -e quindi le emissioni di gas serra in atmosfera- ha portato ad una revisione della strategia energetica di molte nazioni, soprattutto europee, che ha come effetto un progressivo abbandono delle centrali a carbone e a gas naturale. Perché ciò sia possibile in maniera significativa due sono gli obiettivi da perseguire: una riduzione dei consumi -ottenuti tramite una maggior efficienza soprattutto dei trasporti e del patrimonio edilizio- e lo sviluppo tecnologico dei processi di valorizzazione energetica delle fonti rinnovabili. Al fine di perseguire e favorire questa linea la scelta della maggior parte dei Governi europei è stata quella di emettere strumenti incentivanti per rendere fin da subito competitive le fonti rinnovabili con quelle fossili stimolando la ricerca nel settore così da minimizzare il lasso di tempo necessario al raggiungimento della grid parity¹.

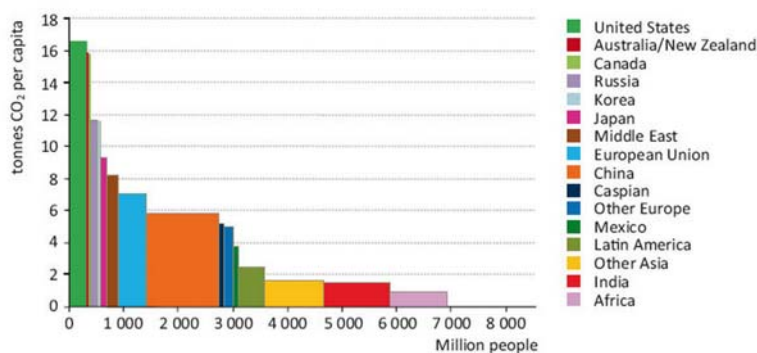


Figura 2.1 - Emissioni di anidride carbonica a livello globale nel 2011
(Fonte: IEA - World Energy Outlook 2012)

¹ Grid parity: il punto in cui l'energia elettrica prodotta a partire da fonti di energia alternative ha lo stesso prezzo dell'energia tradizionale prodotta tramite fonti di energia tradizionali cioè le fonti fossili.

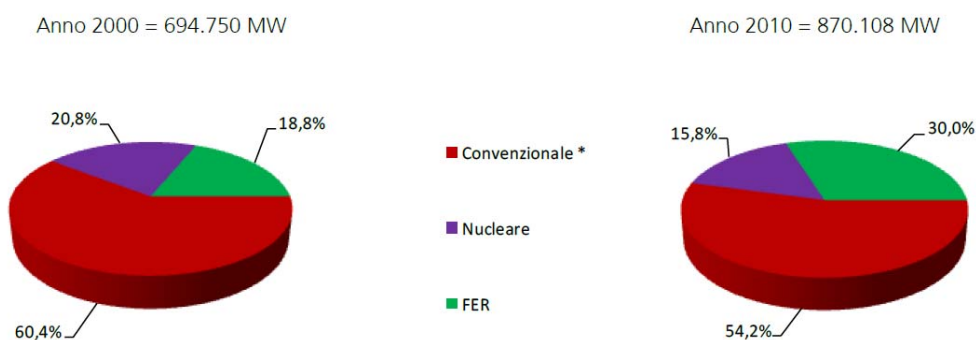
In questo capitolo verrà fornito uno spaccato attuale del ruolo che le fonti rinnovabili, ed in particolare la biomassa, giocano all'interno del panorama energetico nazionale ed europeo. Si vuole inoltre fornire al lettore una sintesi dei modelli proposti in letteratura per stimare la quantità di biomassa producibile in funzione di una determinata area geografica. È in questo modo possibile spostare l'approccio da un punto di vista qualitativo ad uno quantitativo e inquadrare meglio le potenzialità che la biomassa potrà assumere nel panorama energetico dei prossimi decenni anche attraverso modelli di predizione.

2.2 Evoluzione del panorama energetico europeo

2.2.1 Introduzione

In questo paragrafo si vuole mostrare, attraverso i dati diffusi da ENEA e dal GSE, l'importanza sempre maggiore che le fonti rinnovabili si sono ritagliate all'interno del panorama energetico in un lasso di tempo relativamente breve come quello analizzato –dal 2000 al 2012-.

In particolare si vuole porre a confronto il mix energetico da fonte rinnovabile europeo con quello italiano, con un focus sull'energia prodotta dalla sola biomassa, per analizzare i trend di crescita e quindi fare delle stime sul potenziale delle FER di sostituire i combustibili fossili nei prossimi decenni.



* Convenzionale include carbone, gas naturale, prodotti petroliferi e altro, inteso come altri combustibili convenzionali come gas derivati e anche gli impianti di pompaggio.

Figura 2.2 - Evoluzione della potenza netta per fonte nell'UE 27 [1]

2.2.2 Evoluzione del mix energetico europeo ed italiano

L'analisi dei dati contenuti nei report statistici annuali redatti dal GSE mostrano gli effetti della politica energetica decisa dai 27 Stati membri dell'UE di convertire progressivamente il mix energetico (basato essenzialmente su fonti fossili) per dare più importanza alle fonti rinnovabili. Poiché l'energia prodotta dalle FER ha un costo ancora lontano dalla grid parity le istituzioni dei singoli Stati membri sono ricorsi a complessi sistemi di incentivazioni -i cui termini sono stati lasciati decidere alle singole nazioni- il cui obiettivo a breve termine è quello di raggiungere una quota di energia rinnovabile sul consumo finale lordo pari al 20% (come da Direttiva 2009/28/CE). Va sottolineato come la Direttiva Europe faccia riferimento all'energia prodotta e non alla potenza installata sintomo che vi è la volontà delle istituzioni di selezionare le fonti intrinsecamente più promettenti in termini di producibilità e non solo di aumentare la capacità produttiva in maniera sterile. Solo sulla base delle quantità di energia realmente ottenute si possono realmente individuare le applicazioni capaci di innescare un circolo virtuoso e quindi nuovi indirizzi di ricerca e sviluppo.

Come conseguenza di ciò nel lustro tra il 2005 e il 2010 la quota di FER² sui consumi elettrici finali è aumentato mediamente di un punto percentuale all'anno come mostrato in Figura 2.3.

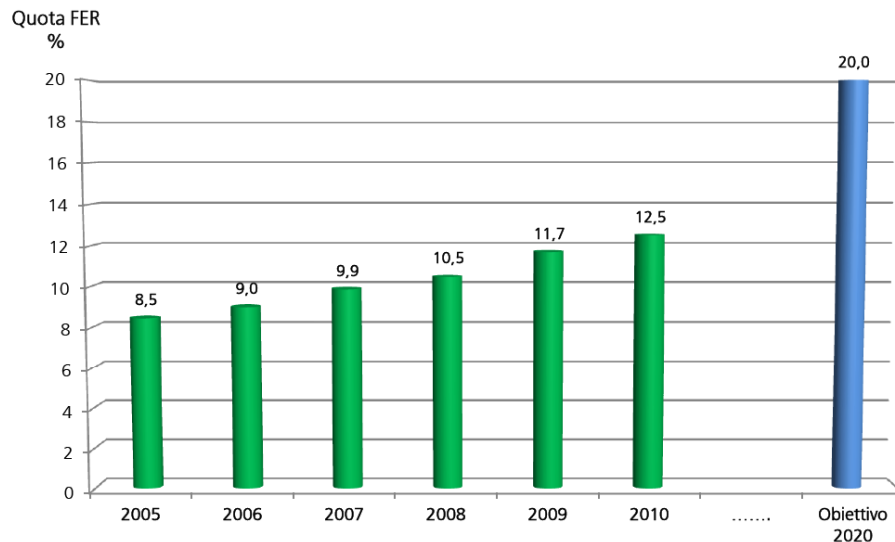


Figura 2.3 - Evoluzione della quota di energia rinnovabile sul consumo finale lordo [1]

² FER: Fonte energetica rinnovabile

Interessante è analizzare, oltre al trend generale, anche il contributo di ogni singola fonte rinnovabile. È così possibile osservare (Figura 2.4) come l'energia idraulica –storicamente prima fonte rinnovabile ad essere stata sfruttata per le sue caratteristiche di competitività del prezzo e dispacciabilità- non ha dato che uno scarso apporto all'incremento che l'energia da FER ha subito nello scorso decennio.

Già dagli inizi degli anni '90, infatti, tutti i siti di maggior convenienza per la produzione di energia idroelettrica - sia per centrali a bacino che per quelle ad acqua fluente- erano stati sfruttati. Gli incrementi marginali registrati negli ultimi 20 anni sono dovuti a miglioramenti nella tecnologia e all'installazione di micro-centrali (<10MW), mentre le oscillazioni della producibilità sono legate a variabili quali intensità delle precipitazioni e temperatura media tra i vari anni analizzati.

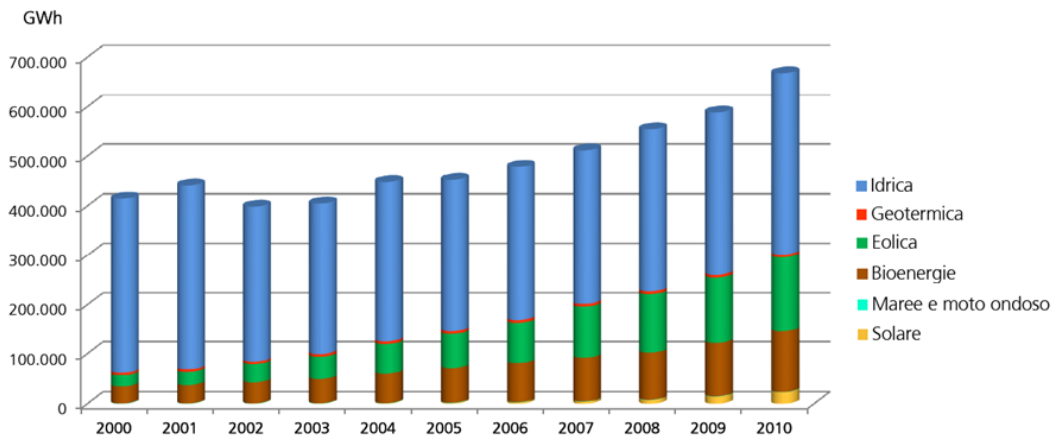


Figura 2.4 - Produzione lorda rinnovabile UE 27 [1]

Anche l'energia geotermica, conveniente ma fortemente localizzata in alcune e poco numerose zone, è già stata completamente sfruttata per cui il suo contributo in termini assoluti rimane pressoché costante nel tempo.

Più interessanti sono invece le tre fonti su cui in questi anni si stanno concentrando incentivi e ricerche: eolico, biomassa e solare.

La potenza combinata dagli impianti che sfruttano queste tre fonti, infatti, è passata in 10 anni dal 17% ad oltre il 57% dell'energia rinnovabile con delle significative distinzioni: l'energia eolica e quella prodotta a partire da biomassa, già presenti ad inizio secolo, hanno consolidato il proprio ruolo più che raddoppiando la potenza installata grazie agli incentivi statali. Nonostante ciò il contributo complessivo della bioenergia (biomasse, rifiuti organici urbani, biogas e biocombustibili) relativamente al totale dell'energia prodotta è ancora piuttosto limitato e rappresenta circa il 3%, valore che si riscontra mediamente

in tutti i paesi industrializzati. Ciò è anche dovuto, oltre alle problematiche legate allo sfruttamento della fonte trattate nel Capitolo I, anche ad sistema d'incentivazione risultato più conveniente per altri settori (eolico e solare soprattutto) e che per questo è in corso di rimodulazione con l'obiettivo di privilegiare maggiormente in futuro l'energia termica.

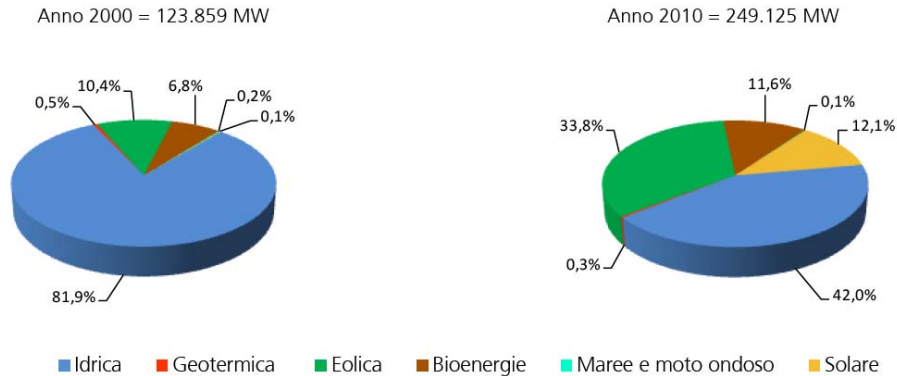


Figura 2.5 - Produzione di potenza netta rinnovabile UE 27 [1]

Un successo ancora maggiore hanno fatto registrare gli impianti solari che in poco più di 4 anni, grazie ad un incentivazione particolarmente favorevole, hanno visto crescere la potenza installata dallo 0,1% al 12,1% rispetto al totale rinnovabile (Figura 2.5), superando ogni previsione.

L'analisi dell'evoluzione del mix energetico italiano poco si discosta da quella fatta per il panorama europeo, perlomeno per quanto riguarda l'energia prodotta da FER e l'importanza relativa di ogni fonte rinnovabile.

I consumi finali lordi di energia in Italia si sono attestati nel 2011 al valore di 171.5 Mtep³, conseguenza di un trend negativo iniziato nel 2008 e in calo del 2% rispetto all'anno precedente⁴.

In questo scenario le fonti rinnovabili -nel loro complesso- hanno attualmente un peso di circa il 13% nel soddisfare il consumo interno lordo di energia (24,4 Mtep) e la loro quota sale al 24% , pari ad circa 83000 GWh, se ci si limita al consumo interno lordo di energia elettrica, in cui la componente di gran lunga più importante è costituita dall'energia idroelettrica (13%) mentre eolico, solare ed energia da biomasse coprono una quota media del 3% ciascuno.

³ Dato rilevato da Terna contenuto nella Relazione generale sulla situazione economica del Paese – Ministero dello Sviluppo Economico, “Bilancio energetico nazionale”.

⁴ I dati recentemente pubblicati da Terna per l'anno 2012 mostrano un ulteriore calo dei consumi finali lordi di un ulteriore 2,8% rispetto al 2011

Evoluzione della potenza installata degli impianti da fonte rinnovabile in Italia

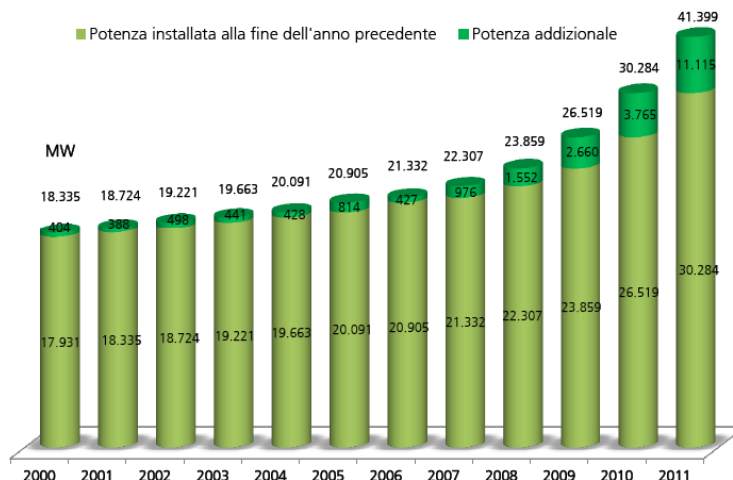


Figura 2.6 - Evoluzione della potenza installata degli impianti da fonte rinnovabile in Italia [1]

2.3 Le bioenergie in Italia

Dopo aver dato una breve rassegna del panorama energetico europeo e del peso, ormai non più marginale, ricoperto dalle fonti rinnovabili sulla produzione elettrica si vuole ora focalizzare l'attenzione sulle bioenergie ed in particolare sul ruolo che le biomasse attualmente ricoprono.

Si cercherà inoltre, ove possibile, di fornire al lettore una grado di dettaglio ulteriore analizzando il contributo delle biomasse (in particolare di quelle legnose) per la produzione energetica rispetto al totale delle bioenergie.

FONTE	NUMERO IMPIANTI			POTENZA LORDA [MW]			ENERGIA LORDA [GWh]		
	2009	2010	Var. [%]	2009	2010	Var. [MW]	2009	2010	Var. [%]
Biomasse	122	138	13,10%	1255,406	1242,659	-1	4443,8	4307,6	-3,10%
BIOENERGIE	419	669	59,70%	2018,554	2351,545	16,5	7556,7	9440,1	24,90%

Tabella 2.1 - Numerosità e potenzialità degli impianti a bioenergie in Italia⁵. [2]

Dal rapporto statistico redatto dal GSE sulle fonte rinnovabili (2011) emerge come, in un periodo in cui la domanda di energia ha fatto registrare un calo, con un trend negativo ormai da almeno un triennio, il numero di impianti sul territorio nazionale per la produzione energetica e in deciso aumento (dai 669

⁵ Non sono inclusi gli impianti ibridi

del 2010 ai 1213 del 2011 che hanno portato ad un incremento della Potenza installata di ulteriori 20,1 MW).

In questo scenario gli impianti alimentati a biomassa sono il 13% del totale di quelli che sfruttano le bioenergie ma, essendo caratterizzati da taglie mediamente più grandi, producono il 46% della potenza.

In Italia i principali settori di utenza per le biomasse sono nell'ordine:

- il riscaldamento domestico;
- la produzione di calore di processo;
- la produzione di energia elettrica in impianti centralizzati a partire da biomasse e residui agricoli e agroindustriali, RSU e biogas da liquami;
- i biocombustibili (biodiesel).

Sempre dai dati raccolti dal GSE (Figura 2.7) si nota come dal 2000 la potenza installata da impianti a bioenergia sia cresciuta con un ritmo quasi costante di circa il 14% annuo. Artefici di tale incremento sono stati principalmente i micro-impianti con una taglia media che si è ridotta a cavallo tra il 2010 e il 2011 da 2,3 MW a 3,5 MW –in larga parte dovuta all'installazione di impianti a biogas-. I progressi tecnologici in tutta la filiera e le competenze acquisite hanno al contempo permesso un incremento delle taglie massime degli impianti a biomassa: le nuove installazioni di questo tipo hanno potenzialità che superano i 10 MW

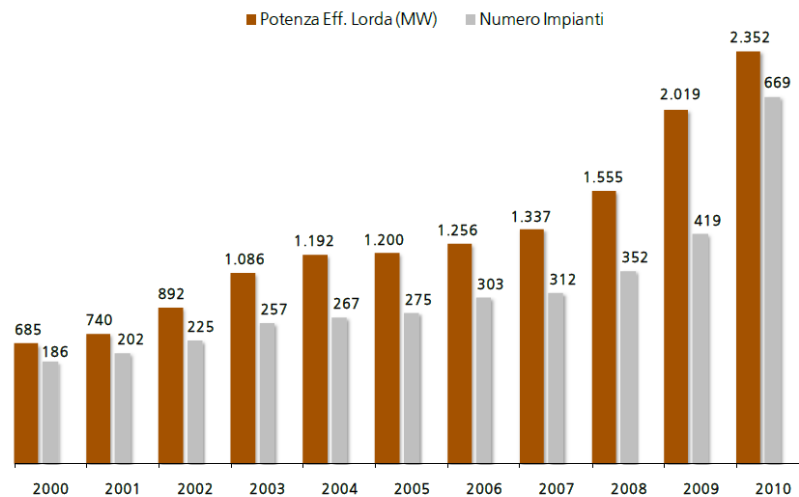


Figura 2.7 - Evoluzione del numero e della potenza degli impianti a bioenergie in Italia

2.4 Stime del potenziale bioenergetico: il Quicksan model

2.4.1 Introduzione

La crescita netta delle biomasse sulla superficie terrestre (NPP), secondo recenti studi, è stimata in circa 2280 EJ/yr [3]. Attualmente solo il 2% della biomassa viene impiegata a fini energetici e ciò è dovuto a diversi fattori di tipo economico, legale o all'impiego delle biomasse quale materia prima in altri campi.

Altro aspetto da considerare è la porzione di terreno dedicato a colture agricole per la produzione di cibo che, fatte le corrette proporzioni, nel 1998 ha interessato una fetta non irrilevante di NPP pari a circa il 12% [4].

Quanto detto prefigura che la quantità di biomassa destinata alla produzione di energia potrebbe in futuro aumentare, anche significativamente, arrivando a frazioni ben maggiori dell'NPP senza che ciò comprometta la produzione di generi alimentari o interferisca sulla produzione di materie prime per altri settori industriali.

Un ulteriore contributo potrebbe derivare dall'aumento del valore di NPP assoluto ottenibile incrementando l'efficienza della produzione di cibo, di scarti alimentari e di biomasse tradizionali con nuove attrezzature progettate specificatamente (soprattutto per la raccolta di biomassa legnosa). Per contro bisogna tenere in considerazione che l'aumento potenziale delle biomasse può essere limitato dalla diminuzione di terreno coltivabile/boschivo dovuto all'erosione dei deserti, alle crescenti aree secche e all'incremento delle aree urbane.

Diversi studi negli ultimi anni si sono posti come obiettivo la realizzazione di modelli di previsione della disponibilità dei terreni adatti produzione di bioenergie da qui ai decenni futuri. Tali proiezioni mostrano che il potenziale bioenergetico più grande nel 2050 deriverà, nell'ordine, da colture a crescita rapida specificatamente selezionate e coltivate per scopi energetici, da surplus di terreni e residui agricoli e dall'aumento delle aree boschive [5].

Nei prossimi paragrafi si cercherà di fornire al lettore un overview sul modello scelto per la stima della produzione potenziale di bioenergie nel 2050, il Quicksan model, per poi proporre alcuni risultati ottenuti dall'applicazione dello stesso.

2.4.2 Basi di calcolo del Quicksan model

Il Quicksan model è un modello implementato per stimare la produzione bioenergetica in un orizzonte di decenni prendendo in considerazione aspetti

climatici e biologici nonché le limitazioni dovute a quote di terreno destinati all'uso agricolo per la produzione di cibo o di quelle boschive per la produzione di materie prime (legname da costruzione etc.). Ne segue che tale stima è iterativa rispetto ad un modello di sviluppo demografico globale così come a quello di contrazione o meno delle zone coltivabili.

Rispetto agli studi precedenti il Quickscan model (QsM) si ripropone di correggere alcuni aspetti che, pur avendo un peso significativo nelle proiezioni, venivano trattati con un insufficiente grado di dettaglio. Si è quindi provveduto ad esplicitare ognuno di questi fattori nell'analisi così da permetterne un'analisi di sensibilità e rendere i risultati più trasparenti oltre che ad affinare le stime. Seri studi sono inoltre stati necessari per identificare i gap tecnologici e i nuovi strumenti che potrebbero essere commercialmente maturi negli anni a venire così da permettere un abbassamento dei costi durante la filiera di semina, raccolta e trasporto o un miglioramento di efficienza degli impianti di conversione. In ultimo, al fine di eliminare ogni incertezza sulla riproducibilità dei dati e rendere più robusto il modello, gli ideatori del QsM hanno scelto di allegare ai risultati i database con i dati di partenza oltre che i criteri adottati per formulare le ipotesi (deforestazione, suddivisione dei terreni fertili tra zone destinate alla produzione di cibo o a colture energetiche) o interpretarne i risultati.

Rispetto ad elaborati simili il QsM è caratterizzato anche da una buona flessibilità in quanto può essere applicato sia a livello globale che in realtà più ristrette finanche singole nazioni o regioni laddove sono disponibili sufficienti dati di partenza.

Il modello prende in considerazione tre fonti: colture energetiche dedicate, residui agricolo-forestali e rifiuti, biomassa legnosa proveniente da uno sviluppo delle aree boschive.

I primi test in tal senso sono già disponibili per realtà anche molto diverse come il Brasile, l'Ucraina e il Mozambico.

Senza entrare in dettaglio nella complessità del modello, che esula dallo scopo di questo elaborato, si può dire che i fattori chiave che determinano l'uso del territorio e di conseguenza la produzione di biomassa potenziale sono stati scelti dopo un'approfondita ricerca in tra la letteratura inerente le bioenergie che ha inoltre permesso, per ciascuno di essi, di ottenerne i trend storici tramite l'interpolazione di dati. Una loro panoramica e relativa interazione può essere schematizzata in Figura 2.8

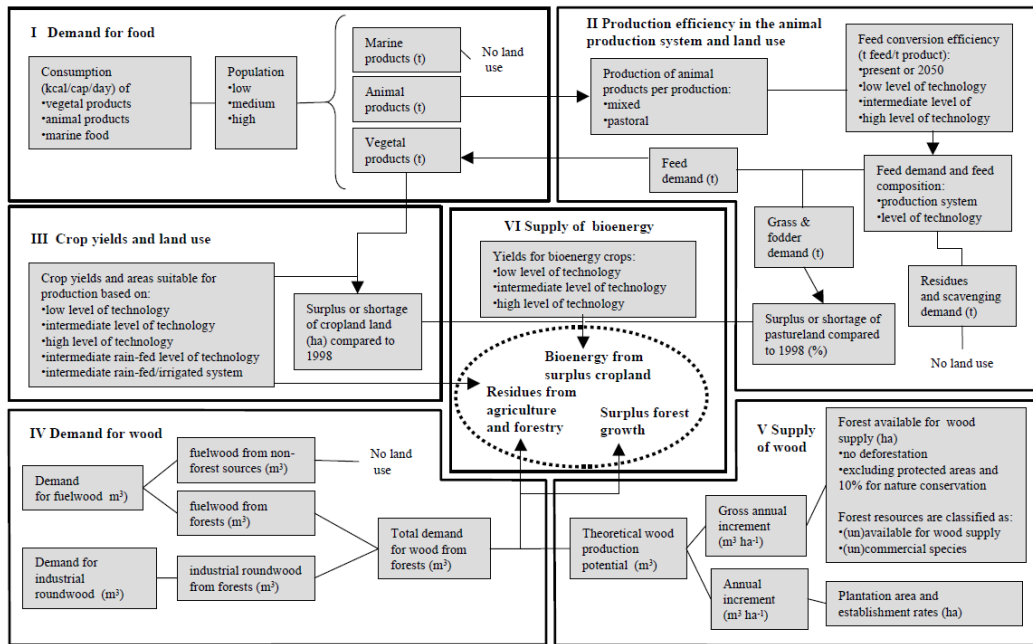


Figura 2.8 - Panoramica sui fattori chiave alla base del Quickscan model [6]

Il potenziale della bioenergia dalle colture dedicate è ottenuto prendendo in considerazioni tre elementi principali:

- La richiesta di cibo: la domanda di cibo ottenuta quale funzione della crescita demografica e del consumo pro-capite tipico dell'area d'indagine (Figura 2.9 e Figura 2.10).

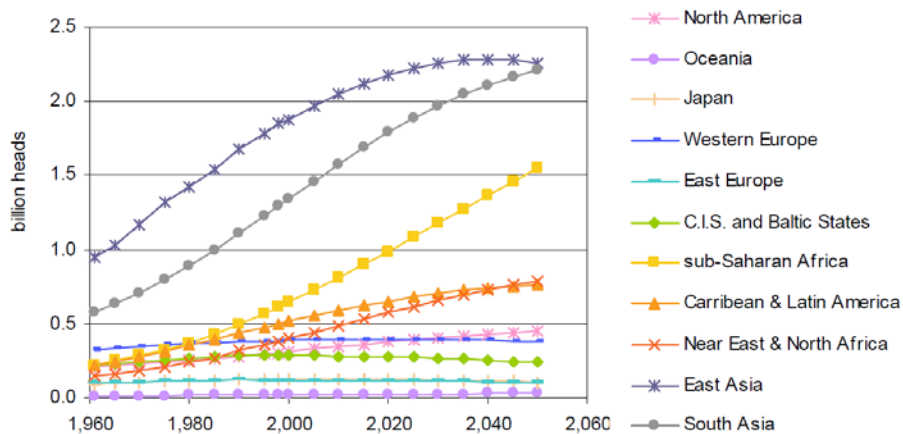


Figura 2.9 - Scenario di crescita della popolazione mondiale (Fonte: UNPD 2003)

- La richiesta di nutrimento di origine animale: la quantità di terreno usato per la produzione di foraggio animale variabile con l'efficienza della produzione, la composizione del prodotto, le specie animali prese in considerazione e il livello di avanzamento tecnologico. A ciò si aggiungono le aree destinate alla pascolata (Figura 2.11).

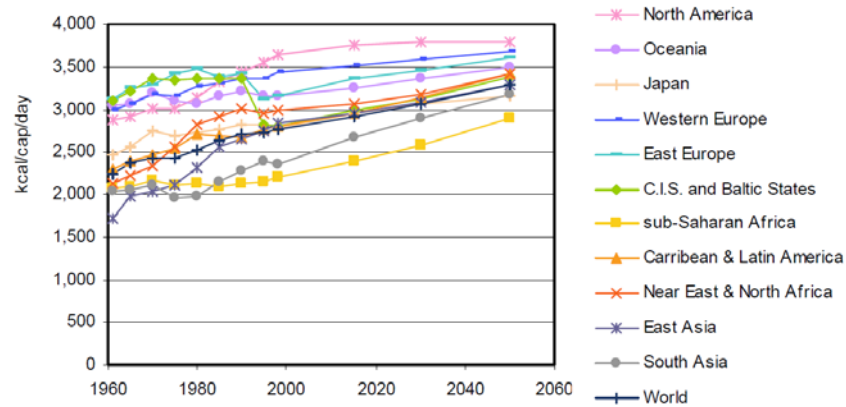


Figura 2.10 - Dati storici e proiezioni di consumo di cibo pro-capite. (Fonte: IFPRI 2001a; IMAGE-team 2001; FAO 2002a, 2003b)

- Tipologia delle colture e del terreno: definiti i parametri precedenti la quantità di terreno da considerare dedicato a fini alimentari è il risultato dell'incrocio tra i tipi colture considerate è la fertilità del suolo. La produttività a sua volta dev'essere stimata: precipitazioni, latitudine, temperatura, caratteristiche chimiche del suolo ed esposizione al sole sono i fattori principali di cui tener conto.

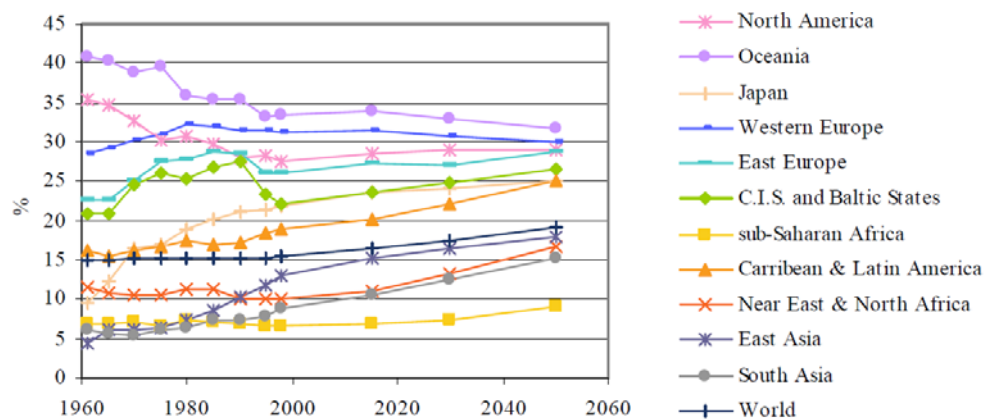


Figura 2.11 - Consumo pro-capite di alimenti di origine animale, in percentuale rispetto al totale di calorie assunte giornalmente (Fonte: IFPRI 2001a; IMAGE-team 2001; FAO 2002a, 2003b)

La produzione di bioenergia dalle foreste è limitata dal surplus di crescita della flora forestale, definita come la produzione di legno meno la domanda per i combustibili tradizionali. Per stimare tale fonte il QsM prende in considerazione:

1. La richiesta di legname: il combustibile legnoso e il legname prodotto a fini industriali.
2. La fornitura di legno che può avvenire da tre fonti:
 - gli alberi fuori dalle foreste,
 - le piantagioni
 - la crescita naturale delle foreste.
3. La quantità di scarti e residui atti alla conversione energetica: il potenziale è calcolato moltiplicando le quantità di cibo e legno consumate, raccolte e quindi trattate per l'efficienza di conversione e la frazione di recuperabilità⁶. La richiesta di scarti e residui usati per il nutrimento animale è sottratto dal potenziale derivato dai residui agricoli.

2.4.3 Risultati del modello e considerazioni

In questo paragrafo si vogliono fornire alcune stime, da qui al 2050, del potenziale bioenergetico disponibile alla conversione in energia ottenute applicando il Quicksan model. Essendo tale modello, come detto, piuttosto complesso e sensibile alle ipotesi con cui si stimano le singole variabili si ritiene opportuno, per semplicità analizzare soltanto alcuni aspetti fra quelli forniti dagli autori e rimandare il lettore che desiderasse un maggiore dettaglio a “*A bottom-up assessment and revivve of global bio-energy potentials to 2050*” di E.M.W. Smeets o ad altri articoli sull'argomento presenti in letteratura.

Vengono considerati i 4 differenti scenari proposti in Tabella 2.2.

	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Feed conversion efficiency	high	high	high	high
Animal production system used (pastoral, mixed, landless)	mixed	mixed	landless	landless
Level of technology for crop production	very high	very high	very high	super high
Water supply for agriculture (rain-fed = r.f., irrigated = irri)	r.f.	r.f./irri.	r.f./irri.	r.f./irri.

Tabella 2.2 - Casi studio analizzati con il Quicksan model

⁶ La parte dei residui che concretamente possono essere utilizzati per la produzione di energia

Le ipotesi di base di tutti gli scenari considerano un aumento, nel periodo considerato che va dal 1998 al 2050, dei seguenti parametri:

- crescita della popolazione da 5,9 a 8,8 miliardi
- consumo di cibo pro capite giornaliero da 2,8 a 3,2 kcal
- suolo dedicato alle colture alimentari da 123 a 284 milioni di ettari.

La stima della produzione totale di bioenergia nel 2050 [EJ/y] per i 4 scenari considerati è riportata in Figura 2.12 esplicitata per regione. Dalla simulazione emerge chiaramente come le migliorie tecniche porteranno ad un aumento di efficienza nella produzione di cibo tale da compensare largamente l'aumento della domanda dovuto all'incremento della popolazione atteso.

La crescita del potenziale bioenergetico disponibile nei prossimi anni è da ricercarsi secondo il modello principalmente nel contributo fornito da colture specificatamente dedicate alla valorizzazione energetica e alle agricole in surplus.

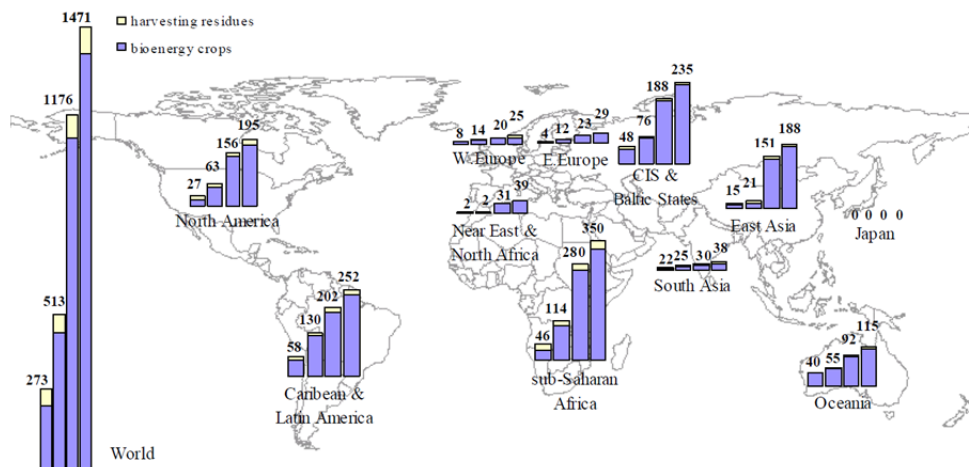


Figura 2.12 - Stima della produzione totale di bioenergia nel 2050 [EJ/y] per i 4 scenari considerati

Molta rilevanza avrà anche l'efficienza con cui nei prossimi decenni si riusciranno ad ottenere cibi e prodotti di origine animale: in alcune aree del mondo, soprattutto nei paesi industrializzati e in America Latina, le aree destinate al pascolo animale sono rilevanti in misura tale che un differente equilibrio nella dieta tra proteine animali e vegetali di poche centinaia di milioni di persone o nuove tecniche di allevamento potrebbero liberare porzioni di terreno da destinare a colture energetiche di importanza non irrilevante.

Le macro-regioni più interessanti per la crescita del potenziale bioenergetico sono America caraibica e Latina, Africa sub-sahariana e Est Asia dove sono concentrate ampie aree fertili. L'incognita maggiore resta legata alla diffusione in queste aree, tradizionalmente povere e tecnologicamente arretrate, delle moderne tecniche di coltivazione, condizione essenziale per il superamento delle attuali inefficienze.

Anche i Paesi Baltici e la Russia presentano prospettive interessanti: una riorganizzazione politico-tecnologica che traini la regione fuori dal "periodo buio" conseguenza del crollo del comunismo e dell'Unione Sovietica legata alle stime demografiche previste in calo e alle ampie superfici pianeggianti disponibili potrebbero costituire nei prossimi anni un bacino importante di approvvigionamento di biomasse.

Più inaspettate appaiono invece le previsioni positive in Nord America: la spiegazione di ciò in un'area in cui le zone fertili sono già sature da tempo è da ricercarsi in una ottimizzazione delle colture (tramite selezioni genetiche in laboratorio), delle tecniche di coltivazione, dei progressi tecnologici e nell'uso di concimi e fertilizzanti di ultima generazione in grado di apportare migliorie significati all'efficienza complessiva delle filiera.

BIBLIOGRAFIA – Capitolo 2

- [1] GSE, «Rapporto Statistico UE 27 - Settore elettrico,» 2013.
- [2] GSE, «Rapporto statistico, Fonti rinnovabili,» 2011.
- [3] D. Y. Houghton JT, «Climate change 2001: the scientific basis,» Cambridge University Press, 2001.
- [4] FAO, «FAO Stat Database,» 2003. [Online].
Available: <http://apps.fao.org/page/collection>.
- [5] F. V. d. B. Hoogwijk, «Exploration of the ranges of the global potential of biomass for energy,» 2003.
- [6] S. E. e. al, «Progress in Energy and Combustion Science,» 2007.

Capitolo 3

Lo sfruttamento energetico della biomassa

3.1 Introduzione

Lo sfruttamento delle biomasse a fini energetici è molto diffuso e avviene tradizionalmente per combustione diretta del combustibile legnoso, sia per fini domestici sia per quelli industriali, con rendimenti medi molto scarsi.

Dal punto di vista pratico questo processo è piuttosto problematico. La natura stessa dei combustibili solidi rende la miscelazione tra combustibile e comburente meno omogenea ed immediata di quella che si avrebbe con i combustibili liquidi che possono essere facilmente polverizzati durante l'iniezione; anche il dosaggio è meno flessibile rispetto ai combustibili liquidi in quanto la taglia del pellet o del cippato ha dimensioni assegnate. Per porre parzialmente rimedio negli ultimi decenni sono stati sviluppati altri processi paralleli alla combustione diretta per utilizzare in modo più efficiente non solo il materiale legnoso ma anche tutte quelle sostanze che ricadono nella definizione più generale di biomassa. Questi sono in grado di convertire la carica vegetale in vettori energetici –a seconda dei casi solidi, liquidi o gassosi- aventi il vantaggio di una maggior densità energetica che comporta anche minori costi di trasporto.

A rendere ancora meno interessante la combustione diretta delle biomasse vi è il significativo contenuto di potassio, causa di deposizione di ceneri durante la combustione ma soprattutto un basso contenuto energetico su base volumetrica. La principale criticità nello sfruttamento delle biomasse a fini energetici è proprio la bassa densità energetica ovvero il ridotto potere calorifico rispetto ai combustibili fossili, che rende necessari quantità da 3 a 10 volte superiori per ottenere la stessa energia rispetto a quelle richieste, ad esempio, dal metano (Figura 3.1).

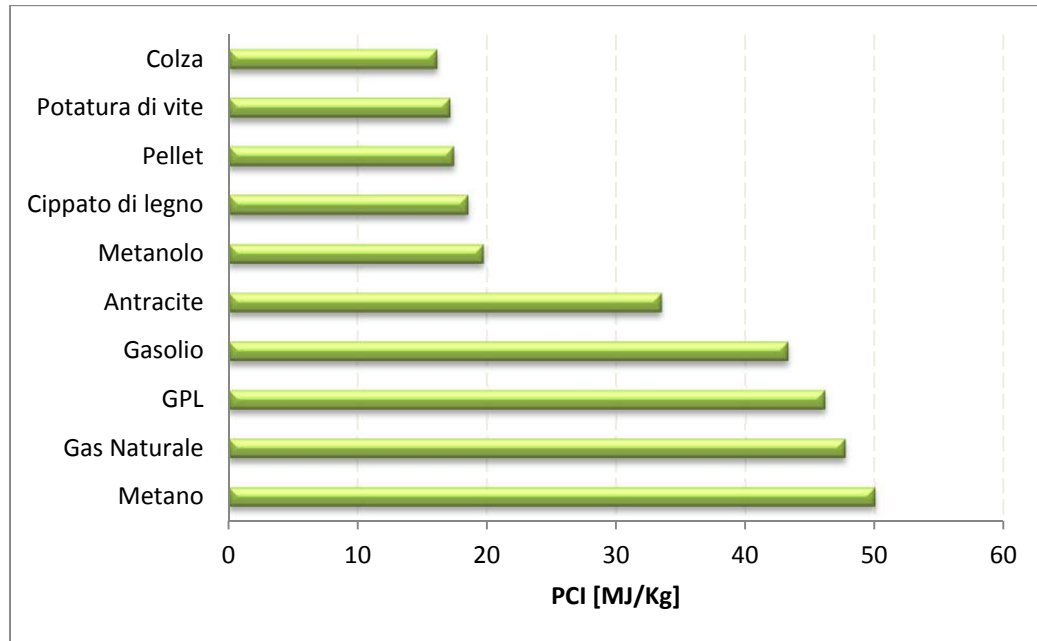


Figura 3.1 - Confronto fra poteri calorifici di combustibili di diversa natura

Ogni combustibile possiede una certa quantità di energia, detta “energia primaria”, insita nei legami chimici che legano le molecole di cui è costituito. Con la combustione tale energia si libera, convertendosi in effetto utile per gli scopi desiderati e può essere misurata permettendo così di stimare il contenuto energetico di ogni combustibile. Ciò implica quindi che è sufficiente conoscere la struttura e la composizione chimica di una sostanza per stimarne con buona precisione il potere calorifico.

Nella seconda parte del Capitolo I, inerente la struttura chimica della biomassa, è stato detto che tutte le biomasse sono formate da tre costituenti essenziali (lignina, cellulosa ed emicellulosa) la cui percentuale relativa varia però da fonte a fonte, così come la frazione umida che ha oscillazioni ancor più significative.

Quanto detto comporta un ulteriore limite allo sfruttamento energetico delle biomasse cioè la necessità di metodi di conversione diversi in funzione delle caratteristiche della materia prima. Il tipo di processo a cui sottoporre la biomassa è in primo luogo una funzione di proprietà fisiche (umidità¹) e chimiche (rapporto C/N – vedi Figura 3.2) che discriminano l’utilizzo della fonte fra trattamento biochimico o termochimico.

¹ La biomassa non si trova mai allo stato anidro, ma ha un contenuto di umidità variabile a seconda della tipologia e del periodo di stagionatura, indicativamente tra il 15% e il 60%.

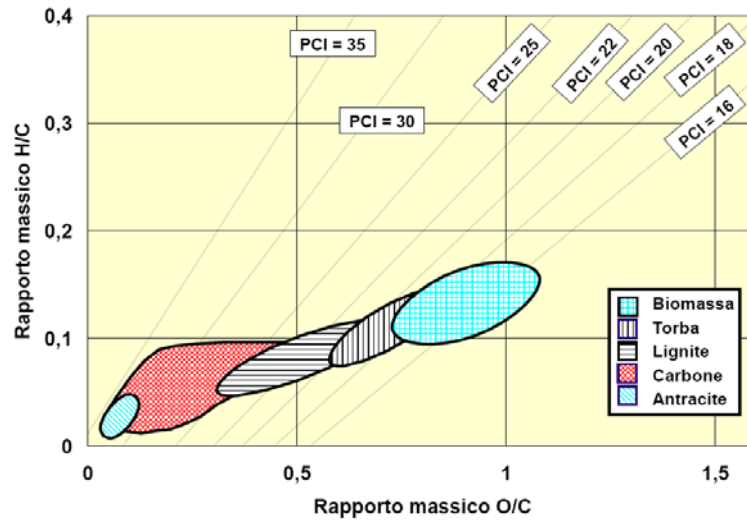


Figura 3.2 - Influenza dei rapporti H/C e O/C sul potere calorifico di un combustibile
(Fonte: Polimi, P. Silva)

All'interno di questo capitolo verranno presentati i processi più comuni di conversione energetica delle biomasse, i principi fisici su cui si basano, i fattori che portano a preferirne uno piuttosto che l'altro in funzione della materia prima di partenza.

3.2 Conversione energetica della biomassa

Tutti i processi chimici di conversione delle biomasse in energia utile e sfruttabile si basano sull'estrazione del contenuto calorico dalla materia prima e dal suo immagazzinamento in un vettore energetico.

Un processo di conversione è tanto più efficace quanto più riesce a mantenere simile il potere calorifico del fluido termovettore con quello della biomassa di partenza

$$\eta = \frac{\dot{m}_{fLTh} \cdot PCI_{fLTh}}{\dot{m}_{biom} \cdot PCI_{biom}} \quad \text{Equazione 3.1}$$

La conversione della biomassa in forme di energia utile può avvenire secondo numerosi processi anche molto diversi fra loro, come schematizzato in Figura 3.3. Le diverse caratteristiche della biomassa -chimiche (rapporto C/N) e fisiche (frazione umida della materia prima) - sono la discriminante per la scelta del tipo di trasformazione (Figura 3.4) ma anche altri fattori sono presi in considerazione come la tipologia del prodotto finale che si desidera ottenere o i vincoli ambientali che l'impianto o le utenze finali devono rispettare.

Per rendere più comprensibile la trattazione è bene operare una classificazione dei processi di conversione in tre gruppi:

- I **processi termochimici** sono basati sull'azione del calore che permette le reazioni chimiche necessarie a trasformare la materia in energia e sono utilizzabili per i prodotti ed i residui cellulosici e legnosi in cui il rapporto C/N (Carbonio/Azoto) abbia valori superiori a 30 ed il contenuto di umidità non superi il 30% (tali valori sono indicativi ma di riferimento). Tra di loro si differenziano per il contenuto di ossidante impiegato durante il processo che varia da valori prossimi allo zero per la pirolisi a valori superiori al rapporto stechiometrico per la combustione diretta.

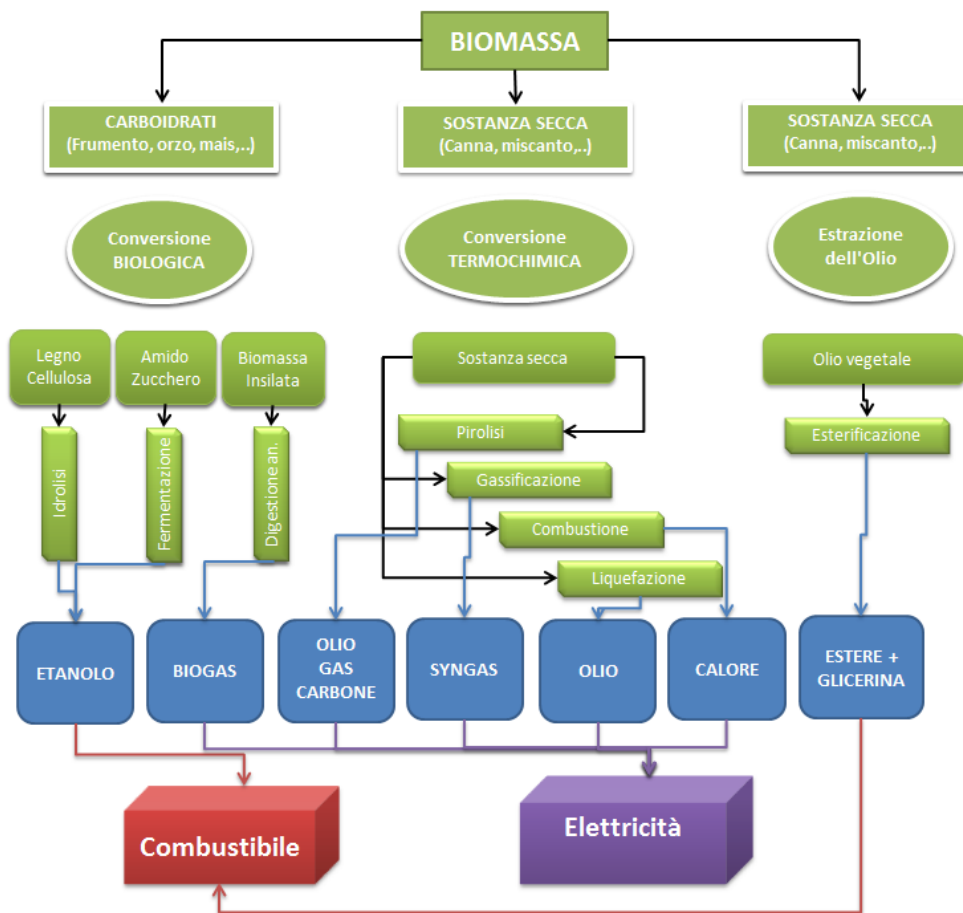


Figura 3.3 - Metodi di conversione delle biomasse schematizzati

-Nei **processi biologici** le reazioni chimiche di trasformazione sono dovute ad enzimi, funghi e microrganismi che si formano in particolari circostanze ambientali. Sono compatibili a questo tipo di trasformazione le colture acquatiche, le foglie, gli steli di barbabietole o patate e rifiuti zootecnici.

-Nei **processi chimici** dalle reazioni chimiche fra un alcol ottenuto per spremitura di alcune biomasse (colza, soia, alghe...) e un acido si ottiene un estere, ovvero una

sostanza combustibile molto simile ad un diesel tanto da essere utilizzabile nel campo della trazione senza significative modifiche del motore tradizionale.

CARATTERISTICHE DEL MATERIALE		TIPOLOGIA DI PROCESSO
Umidità<50%	C/N>30	Processo termochimico
Umidità<50%	C/N<30	Processo biochimico
Umidità<35%	C/N>35	Esterificazione degli oli

Figura 3.4 - Scelta del processo di conversione in funzione delle caratteristiche delle biomasse

I prodotti finali che si originano dai processi sopracitati sono, a seconda dei casi:

- Carbone: dalla pirolisi per combustione anaerobica di una sostanza organica si ottiene un composto carbonioso solido fortemente deidrogenato.
- Syngas: un gas di sintesi costituito principalmente da CO, CO₂ e H₂ ottenuto per combustione incompleta di sostanze organiche ad alte temperature.
- Etanolo o alcool etilico utilizzabile, in sostituzione della benzina, come combustibile per i motori endotermici è ottenuto dalla fermentazione dei vegetali ricchi di zuccheri (canna da zucchero, barbabietole, mais...).
- Biodiesel un combustibile liquido ottenuto per spremitura e transesterificazione dalle biomasse oleaginose, quali ad esempio la colza e la soia.
- BTL (Biomass to liquid), un biodiesel, ottenuto tramite opportuno procedimento da materiale organico di scarto o prodotto appositamente con colture dedicate.
- Biogas, combustibile gassoso ottenuto per digestione o fermentazione anaerobica di vegetali coltivati, rifiuti vegetali e liquami di origine animale.

3.2.1 I processi termochimici

I processi termochimici sono basati sull'azione del calore che permette le reazioni chimiche necessarie a trasformare la materia in energia e sono utilizzati nei casi in cui il rapporto C/N (Carbonio su Azoto) della materia prima abbia valori superiori a 30 ed un contenuto di umidità non superiori il 30%.

I più diffusi sono tre: la combustione diretta, la pirolisi e la gassificazione. Questi hanno connotazioni molto simili; sono infatti composti da una serie di fasi, la prima delle quali è l'essiccazione della biomassa legnosa per poi proseguire con la pirolisi.

Poiché le singole fasi sono comuni fra due o più processi le differenze, responsabili dell'ottenimento di prodotti di diversa natura e caratteristiche, è da ricercarsi nelle condizioni operative tipiche di ciascun processo e nella quantità di ossidante impiegato, come schematizzato in Figura 3.5.

Altri processi, meno diffusi, sono la carbonizzazione e lo steam explosion; quest'ultimo è argomento di numerosi studi che hanno portato alla realizzazione di impianti pilota, ma su larga scala non è ancora commercialmente maturo.



Figura 3.5 - Classificazione dei processi di conversione in base all'agente ossidante

Le biomasse più adatte a subire processi di conversione termochimica troviamo: la legna e tutti i suoi derivati (segatura, trucioli, etc.), sottoprodotti colturali di tipo ligno-cellulosico (paglia di cereali, residui di potatura della vite e dei fruttiferi, etc.), scarti di lavorazione (lolla, pula, gusci, noccioli, etc.).

3.2.1.1 Combustione diretta

La combustione diretta è stato storicamente il primo, e per molto tempo l'unico, processo utilizzato per produrre calore sia a fini domestici che industriali liberando l'energia chimica racchiusa nei legami chimici del combustibile, mediante somministrazione di calore, e convertendola in energia termica.

La quantità di energia ottenibile è funzione della composizione della carica alimentata, della sua frazione umida e di quella di ceneri.

Il calore si genera grazie alla reazione di ossidazione del carbonio in presenza di ossigeno secondo la reazione:



La combustione diretta di biomassa si applica a quelle materie prime con un contenuto di umidità ridotto² (<30%) e quindi tale processo interessa non solo la

² L'energia media prodotta dalla combustione di 1 kg di legno secco è di circa 1.25×10^7 J. Ipotizzando di partire da un prodotto con il 10% di materia secca è necessario far evaporare 9 kg di acqua: si può stimare in 2.2×10^7 J l'energia da spendere per il processo di evaporazione di una tale quantità d'acqua. Le biomasse vegetali, che hanno un contenuto di umidità medio tra il 60-70%, vanno essiccate prima

legna, ma anche scarti forestali, paglia, i residui dell'industria del legno (segatura, trucioli) e di quella agroalimentare (bagasse, gusci, noccioli, ecc.). Recentemente sta crescendo d'importanza anche la conversione energetica degli RSU in impianti dedicati, i termovalorizzatori, che smaltiscono i rifiuti solidi urbani convertendone il potere calorifico in energia utile mentre gli incombusti escono dal processo sotto forma di sostanza inerte riutilizzabile per fondi stradali.

Il processo di combustione diretta è composto da una serie di fasi successive: la biomassa introdotta in camera di combustione viene inizialmente essiccata; con l'aumento di temperatura si succedono poi nell'ordine le fasi di pirolisi, gassificazione e combustione che originano calore quale effetto utile che viene recuperato direttamente -attraverso scambiatori appositi- o per metodo indiretto, cioè trasferendo il calore ad un fluidovettore.

Differentemente dagli altri processi trattati la combustione diretta non è stata creata ad hoc per le fonti biomassa. Dalla rivoluzione industriale a pochi decenni fa infatti i combustibili più diffusi per fini non domestici erano quelli fossili e le soluzioni tecnologiche si sono evolute in tal senso. L'introduzione della biomassa ha reso necessarie una serie di modifiche impiantistiche: non potendo il legno essere polverizzato come il carbone o nebulizzato come i combustibili liquidi si è dovuto prendere atto che modifiche nella struttura della camera di combustione fossero obbligate.

Numerose varianti impiantistiche sono state introdotte. Per brevità si citeranno quelle maggiormente commercializzate:

- 1) Nei sistemi di combustione a griglia la sostanza legnosa sminuzzata viene ossidata su un sistema di griglie che hanno il compito di massimizzare la superficie esposta all'ossidante e al contempo permettere in continuo l'estrazione delle ceneri che avviene per gravità. Per impianti di taglia medio-grande si abbandonano le soluzioni a "griglia fissa" a favore di più efficaci sistemi a "griglia mobile" che, seppur introducendo ulteriore complessità all'impianto, svolgono anche la funzione di movimentazione e rimescolamento della carica.
- 2) Nei casi in cui la carica introdotta ha un peso incompatibile con la soluzione a griglia -è il caso di biomasse polverulenti o molto leggere come paglia, segatura, lolla di riso, etc- è preferibile adottare la tecnologia della combustione in sospensione in cui il combustibile, introdotto nella parte superiore del reattore, viene ossidato durante la fase di caduta verso la griglia sottostante che permette la separazione delle ceneri.
- 3) Ove le taglie d'impianto sono tali da giustificare ulteriori complicazioni impiantistiche è possibile suddividere il reattore in due parti: la prima è sede

del processo di conversione energetica; la metodologia più conveniente sfrutta l'azione del sole ed è in grado di portare la materia prima a livelli di umidità inferiori al 15%.

delle fasi di pirolisi e gassificazione, la seconda, posta a valle, ne effettua la combustione vera e propria dei prodotti gassificati ed è sede del recupero del calore prodotto tramite metodo indiretto. Questa soluzione, detta appunto a doppio stadio, permette rendimenti di conversione maggiori legati a condizioni operative più severe.

- 4) Le biomasse con maggiori contenuti di umidità, e quindi più critiche da convertire (come torbe, fanghi, RSU), vengono generalmente trattate in impianti a letto fluido in cui al combustore è aggiunto del materiale inerte. L'intero sistema è fluidificato da aria esterna che svolge la funzione di ossidante.
- 5) Impianti di piccola taglia possono essere destinati alla conversione energetica di biomasse caratterizzati da poteri calorifici particolarmente poveri figli di una composizione chimica della materia prima contenente valori più elevati di azoto, ceneri e altre sostanze responsabili della produzione di inquinanti durante la combustione. In questi casi la configurazione che permette un miglior rendimento di conversione e al contempo un controllo delle emissioni inquinanti durante il processo è quella a tamburo rotante. La biomassa è caricata in un reattore che sfrutta una continua rotazione meccanica per un mescolamento più efficace. La combustione che ne risulta è più completa e quindi gli incombusti diminuiscono.

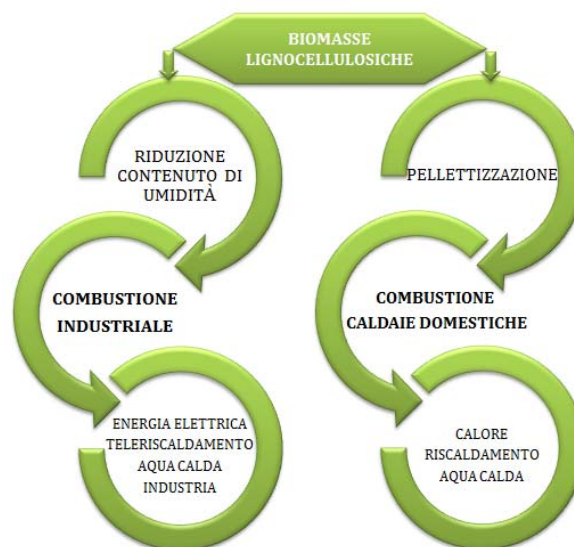


Figura 3.6 - Combustione diretta della biomassa:
Consumo industriale (sinistra), Consumo domestico (destra)

L'efficienza degli impianti a combustione diretta da biomassa è dell'ordine del 20-25%, quindi piuttosto modesta e può diminuire ulteriormente se la biomassa di partenza ha un basso potere calorifico, dovuto essenzialmente ad un contenuto di umidità elevato.

Solo gli impianti di cogenerazione riescono a raggiungere rendimenti vicini al 25% se di taglia medio-grande, indicativamente superiore ai 10 MW di potenza elettrica. Perché ciò sia possibile le quantità di biomasse da bruciare diventano considerevoli e si rendono necessari complessi e costosi sistemi di abbattimento delle sostanze tossiche presenti nei fumi.

Gli impianti che producono energia utilizzando la combustione delle biomasse vegetali sono diffusi prevalentemente per le piccole utenze domestiche [1].

3.2.1.2 Pirolisi

È un processo endotermico in cui ha luogo la degradazione termica della materia prima a temperature elevate (tra i 400 °C e gli 800 °C), in completa assenza di un ossidante con conseguente liberazione dei composti gassosi più volatili -quali idrogeno e metano- che portano ad una carbonizzazione³ della carica che vede una significativa perdita di peso. Viene prodotto anche tar primario, un composto di tipo catramoso originato dalla decomposizione termica (cracking) di idrocarburi aromatici che condensa a bassa temperatura (<350°C).

L'energia liberata dalle reazioni di pirolisi è in genere sufficiente a garantire l'auto sostentamento del processo; sistemi di somministrazione o estrazione di calore dall'esterno si rendono necessari solo a fini di controllo delle condizioni operative. Ciò è possibile perché garantire una completa assenza di ossigeno in reattore è nella pratica quasi impossibile, se non altro perché una certa quantità è insita nei legami della biomassa alimentata ed essa è tale da permettere, seppur in forma molto ridotta, reazioni di ossidazione parziale.

Il principio fisico su cui si basa la pirolisi è ovviamente complesso; semplificando al massimo si può dire che le molecole organiche complesse sottoposte a riscaldamento e rimescolamento diventano instabili finché, in assenza di ossigeno, le catene più lunghe crackizzano, cioè si rompono in catene di dimensioni minori. Nelle fasi finali del processo si arriva ad avere gas leggeri (CH₄, CO, CO₂, H₂O..) oppure elementi puri (C,H,N,O..). Questi ultimi reagiscono tra loro nelle ultime fasi dando origine a carbone o ad altri prodotti [2].

L'evoluzione del processo dipende dalle caratteristiche del materiale carbonioso e determina la struttura e composizione del carbonio.

I prodotti della pirolisi sono sia gassosi, sia liquidi, sia solidi, in proporzioni che dipendono dai metodi di pirolisi e dai parametri di reazione.

Variando le condizioni sperimentali del processo, come temperatura e tempo di residenza della carica, è possibile realizzare tre diversi tipi di pirolisi: pirolisi lenta,

³ Processo che porta ad una graduale perdita di ossigeno, azoto ed idrogeno (con conseguente aumento del tenore di carbonio) dai tessuti vegetali (ad esempio legno), che vengono sottratti in seguito al contatto con l'aria oppure, se tali tessuti vegetali sono sottoposti ad elevate pressioni, ad aumento di temperatura.

pirolisi convenzionale, pirolisi veloce [3]. Ciò permette di variare la gamma di prodotti ottenibili dal processo Figura 3.7.

La *pirolisi lenta*, anche detta carbonizzazione, è caratterizzata da velocità di riscaldamento del combustibile molto basse, con temperature di reazione anch'esse piuttosto basse (200°C –350°C) e quindi da tempi di residenza molto lunghi. Questo particolare tipo di pirolisi può essere impiegato per produrre elevate quantità di carbone di legna (circa il 30% in peso) con un contenuto energetico di circa il 50% rispetto alla carica alimentata.

La *pirolisi convenzionale* può essere realizzata mediante moderate velocità di riscaldamento ($\approx 20^\circ\text{C/s}$) ed altrettanto moderate temperature di reazione (minori di 600°C), con tempi di residenza variabili da 10 s a 10 min. Questo secondo tipo di pirolisi dà luogo a quantità comparabili di char, gas e liquido.

La *pirolisi veloce*, infine, è caratterizzata da velocità di riscaldamento molto alte (dell'ordine di 100°C/s), che possono essere raggiunte mediante un'alimentazione a granulometria molto fine, da tempi di residenza della fase gas molto brevi (<2 s) e da rese molto basse di char.

In letteratura la pirolisi veloce è spesso suddivisa da certi autori in fast pirolisi e flash pirolisi. La differenza è in genere molto sottile e la discriminante è la temperatura massima raggiunta: la fast pirolisi avviene a temperature comprese fra 500-650 °C e vede una produzione di frazione liquida del materiale alimentato dal 70% all'80% in peso; la flash pirolisi avviene in condizioni più severe ($T > 700^\circ\text{C}$), tempi di contattamento molto ristretti -inferiori al secondo- per raggiungere valori di frazione liquida di circa l'80% in peso della biomassa alimentata.

Ad aumenti di temperatura e riduzione dei tempi di residenza della carica nel reattore pirolitico corrisponde un passaggio da prodotti finali solidi a prodotti di processo liquidi.

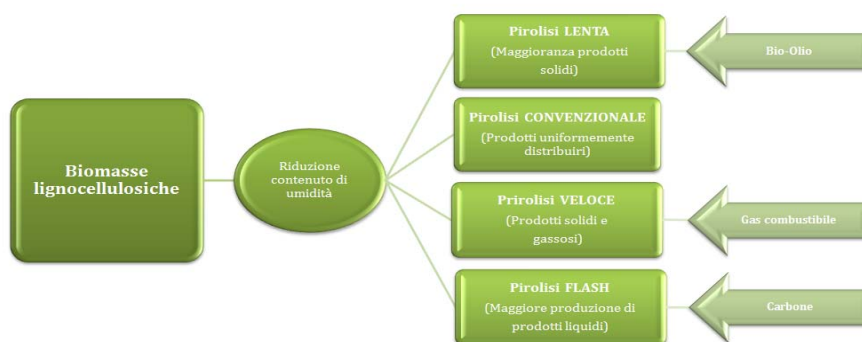


Figura 3.7 - Relazione tra il tipo di pirolisi adottata e i prodotti ottenuti

Come già accennato i prodotti pirolitici “utili” sono di tre tipi:

-bio-olio (in forma liquida) assimilabile ad un olio combustibile. Solubile in acqua e formato da prodotti chimici organici ossigenati non miscibile con altri idrocarburi e

ha pH fortemente acido, criticità non trascurabile in fase di progettazione dell'impianto di produzione o di combustione.

L'elevata viscosità che lo contraddistingue ne impedisce l'uso diretto ed è pertanto necessario prevedere uno step di idrogenazione catalitica⁴ prima della combustione.

Nella fase liquida, oltre al bio-olio, è presente anche una soluzione acquosa, residuo dell'umidità presente nell'alimentazione. Si tratta di una criticità ulteriore che deve essere risolta prima che in essa si sciolgano le specie organiche ossigenate generate dalla pirolisi (acidi organici, aldeidi, chetoni, fenoli, etc.); a quel punto una separazione e relativo smaltimento comporterebbe oneri tecnici ed economici tali da rendere poco o per nulla conveniente l'intero processo.

La produzione di bio-olio consente di avere un combustibile a più alto contenuto energetico se comparato con la biomassa di partenza e, una volta stabilizzato, stoccabile per lungo tempo a temperatura ambiente senza problemi di degradazione.

-Gas combustibile: un prodotto pregiato dei processi termochimici è il gas combustibile, il cui punto di forza è la possibilità di compressione che permette di stoccarlo in modo molto efficiente. Questo si ottiene in quantità inferiori rispetto al liquido pirolitico, con valori massimi tra il 15-30 % in peso della biomassa in input al processo.

Una frazione del gas combustibile viene appositamente consumata all'interno del reattore stesso per sostenere entalpicamente il processo pirolitico. Il prodotto residuo che si estrae trova diverse applicazioni: tra le più diffuse combustibile per turbogas o motori a combustione interna⁵.

-Frazione solida: si tratta di ceneri costituite per la maggior parte da carbone e per la restante da metalli pesanti ($\approx 20\%$) che interessano una percentuale in peso variabile della sostanza alimentata tra il 20-30%.

Come la frazione liquida e gassosa trattata precedentemente, anche il carbone pirolitico ha proprietà combustibili. In alternativa può subire un processo di gassificazione per ottenere syngas.

Gli impianti di pirolisi sono da preferire ad impianti di incenerimento nei termovalorizzatori, in quanto, non essendoci combustione diretta, si eliminano le emissioni in atmosfera di nano-particelle, particolarmente insidiose per la salute pubblica.

⁴ Idrogenazione catalitica o "upgrading": processo di rimozione della frazione di ossigeno presente nella carica liquida alimentata.

⁵ I motori a combustione interna sono particolarmente sensibili ad incrostazione e sporcamento delle componenti; il gas combustibile utilizzato in queste applicazioni deve rispettare determinate specifiche, prima fra tutte un basso livello di tar. Perché ciò sia possibile è opportuno talvolta prevedere una fase di purificazione

3.2.1.3 Gassificazione

La gassificazione è un processo complesso che converte la carica alimentata in gas di sintesi facilmente stoccabile ed utilizzabile come combustibile in modo più efficace e flessibile rispetto ad un prodotto solido.

Ampio spazio alla trattazione di questo processo verrà riservato nel Capitolo 4.

Si tratta di un processo endotermico molto studiato negli ultimi decenni. La carica alimentata subisce una fase di essiccamento e successivamente di pirolisi in grado di vaporizzare i componenti più volatili della materia prima così da liberare una miscela di gas combustibile e vapore acqueo. Le sostanze non vaporizzabili, come residui carboniosi (char) e ceneri, subiscono una gassificazione per mezzo di un agente gassificante. La frazione rimasta incombusta viene ossidata così da fornire il sostentamento entalpico al processo. In talune configurazioni meno diffuse il calore è invece fornito dall'esterno.

Il prodotto finale è ad alta temperatura e ciò permette di recuperare calore attraverso degli scambiatori prima dello stoccaggio o del suo utilizzo quale combustibile in turbogas o motori endotermici. Portato alle condizioni di condensazione permette una fase di deidratazione e quindi un prodotto con potere calorifico più alto.

La criticità del processo è costituita dallo scarso rendimento -mediamente tra il 20-25%, corrispondenti a 1-1,2 kg_{BIOMASSA} per KWh prodotto- e la conseguente difficoltà di approvvigionamento della materia prima in prossimità dell'impianto così da rendere positivo sia il bilancio economico che quello energetico: un impianto da 10 MWe viene alimentato con circa 80 000-90 000 t/y di sostanza secca che, nella migliore ipotesi di colture a crescita rapida, si traduce in una superficie dedicata di almeno 40 000 ettari [4].

3.2.1.4 Steam explosion

Lo steam explosion è un processo idrotermico di recente concezione in grado di operare una conversione energetica della biomassa vegetale il cui punto di forza è un basso impatto ambientale complessivo. Il processo consiste nell'uso di vapore saturo ad alta pressione per riscaldare rapidamente la biomassa in un reattore continuo o discontinuo.

Rispetto ai processi di pretrattamento precedentemente trattati, nello steam explosion il materiale viene tenuto alla temperatura desiderata (180-230 °C) per un breve periodo (1-10 minuti) nel corso del quale l'emicellulosa viene idrolizzata e resa solubile; alla fine di questo intervallo di tempo la pressione viene rapidamente riportata al valore atmosferico, ottenendo una decompressione esplosiva che sfibra ulteriormente la biomassa. Si è così in grado di separare in tre differenti correnti le frazioni costituenti i comuni substrati vegetali (emicellulosa, cellulosa, lignina) rendendo possibile l'utilizzazione totale delle biomasse.

Il processo va ottimizzato in funzione delle caratteristiche della materia prima (composizione della pianta, pezzatura, contenuto di umidità, etc.) operando modifiche sulle condizioni operative, in particolare temperatura del vapore e tempo di residenza.



Figura 3.8 - Apparati di alimentazione della biomassa (a destra) e reattore tubolare di Steam Explosion (al centro dell'immagine). Impianto pilota Enea; referente progetto Francesco Zimbardi

3.2.1.5 Carbonizzazione

La carbonizzazione è un processo che permette la trasformazione delle molecole strutturate dei prodotti legnosi e celluloseici in carbone (carbone di legna o carbone vegetale), ottenuta mediante l'eliminazione di idrogeno, ossigeno e delle sostanze volatili dalla materia vegetale, per azione del calore con un conseguente arricchimento in carbonio [5].

Tale processo è poco interessante ai fini della produzione di energia su vasta scala perché restituisce un prodotto solido e dal potere calorifico inferiore a quello del carbone fossile disponibile sul mercato a prezzi accessibili.

3.2.2 I processi biologici

I processi di conversione energetica che ricadono sotto la definizione di "processi biologici" sono quelli che sfruttano l'azione di funghi, enzimi e microorganismi. Sotto opportune condizioni di temperatura, pressione ed umidità nella biomassa si sviluppano infatti degli organismi in grado di far fermentare e/o digerire la materia prima così da ottenere un prodotto finale, liquido o in fase gassosa, utile a fini energetici.

Allo stato naturale, il materiale lignocellulosico è molto strutturato e non è possibile convertirlo direttamente nel prodotto desiderato. Si rende dunque necessario favorire la rottura dei legami chimici tra i vari componenti della biomassa in modo da determinare, per esempio, una migliore idrolisi della cellulosa per mezzo di enzimi.

Di conseguenza, per un'efficace conversione, sono sempre necessari dei trattamenti preliminari, i cui principali obiettivi sono:

- ridurre al minimo la perdita dei carboidrati;
- massimizzare il recupero di emicellulosa e lignina come validi sottoprodotti;
- minimizzare i costi iniziali e quelli operativi;
- fattibilità a livello industriale;
- massimizzare le rese di un'eventuale idrolisi enzimatica;
- assenza di sottoprodotti tossici, inibitori di successive idrolisi [6].

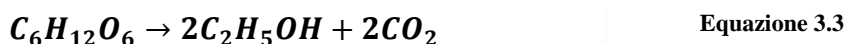
Biomassa molto secca, con umidità inferiore al 30%, ha con questi processi rese scarse; ben più adatte si sono rivelate le colture acquatiche, alcuni sottoprodotti colturali (foglie e steli di barbabietola, ortive, patata, etc.), i reflui zootecnici e alcuni scarti di lavorazione (borlande, acqua di vegetazione, etc.), ed anche una selezione di RSU.

Esempi pratici, molto diffusi, di utilizzo di questi processi rendono possibile ottenere etanolo o alcool etilico -utilizzabile, in sostituzione della benzina, come combustibile per i motori endotermici- dalla fermentazione dei vegetali ricchi di zuccheri, come canna da zucchero, barbabietole e mais -spesso prodotti in quantità maggiori al fabbisogno.

Oltre a combustibili liquidi si ottiene la conversione delle biomasse anche in biogas attraverso la digestione o fermentazione anaerobica: vegetali coltivati, rifiuti vegetali e liquami di origine animale vengono chiusi all'interno di un "digestore" nel quale si sviluppano microorganismi che con la fermentazione dei rifiuti formano il gas di sintesi. Dopo un trattamento di depurazione questo può trovare applicazione come combustibile per la produzione di energia elettrica.

3.2.2.1 Fermentazione alcolica

La fermentazione alcolica è il processo micro-aerofilo di trasformazione biochimica anossidativa degli esosi (glucosio e fruttosio) operata dai lieviti in assenza di ossigeno, secondo la reazione:



La produzione di etanolo ottenuto da biomasse ad alto contenuto di zuccheri è ampiamente sviluppata in alcune aree, soprattutto dell'America Latina, dove la

fermentazione della canna da zucchero permette di ottenere etanolo ad un costo competitivo con quello dei combustibili tradizionali. Tale prodotto, utilizzato per lo più nella trazione stradale, è facilmente sostituibile alle benzine senza particolari riconfigurazioni del motore.

In Europa esperimenti simili sono stati tentati con la barbabietola da zucchero, tuttavia la differente resa delle colture, i costi di manodopera e trasporto maggiori non hanno dato gli stessi risultati: il processo di trasformazione è risultato antieconomico e ciò ne ha frenato ulteriori sviluppi.

Gli amidi e l'emicellulosa possono essere convertiti in glucosio attraverso processi d'idrolisi, secondo lo schema di Figura 3.9.

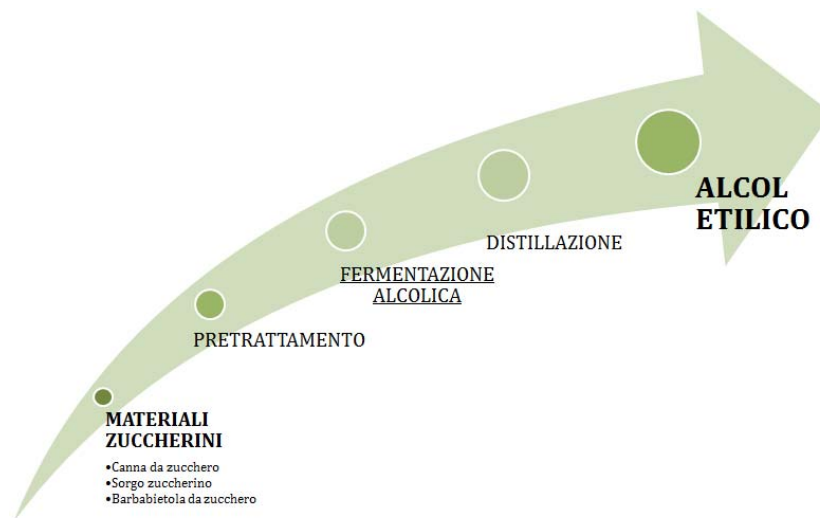


Figura 3.9 - Fermentazione alcolica di biomasse zuccherine

Oltre alle biomasse zuccherine sono alimentabili al processo anche amidacei. Il risultato finale della fermentazione è però un misto di acqua e alcool che deve essere separato attraverso la distillazione. Secondo alcuni studi, supportati da esperimenti svolti in impianti pilota, questa fase peggiora molto il bilancio energetico globale del processo, fino a renderlo negativo per gli amidacei.

Metodi alternativi di idrolisi si avvalgono degli enzimi prodotti da batteri (genere *Trichoderma*) o lieviti (*Sporotrichum polvirulentum*) con costi inferiori all'idrolisi stessa.

L'etanolo risulta un prodotto utilizzabile anche nei motori a combustione interna normalmente di tipo "dual fuel". Attualmente, tra i prodotti alternativi alle benzine, quello che mostra il miglior compromesso tra prezzo, disponibilità e prestazioni è proprio l'etanolo, o più probabilmente il suo derivato ETBE (EtilTertioButilEtere), ottenuto combinando un idrocarburo petrolifero (l'isobutene) e l'etanolo [1].

3.2.2.2 Digestione anaerobica

La digestione anaerobica è un processo di conversione operato da batteri anaerobici in un ambiente privo di ossigeno che, partendo da biomasse ricche in cellulosa, permette di ottenere un gas combustibile ad alto contenuto di metano (50-70%), anidride carbonica e con un potere calorifico di circa 23 MJ/Kg. La demolizione di sostanze organiche complesse (lipidi, protidi, glucidi), contenute nei vegetali e nei sottoprodotti di origine animale ad opera di microrganismi, avviene per opera di una flora batterica che, in base alla temperatura a cui agiscono, si suddividono in:

- psicrofili, quando agiscono a temperature inferiori a 25°C;
- mesofili, quando agiscono a temperature comprese tra i 25°C e 45°C;
- termofili, quando agiscono a temperature superiori a 45°C.

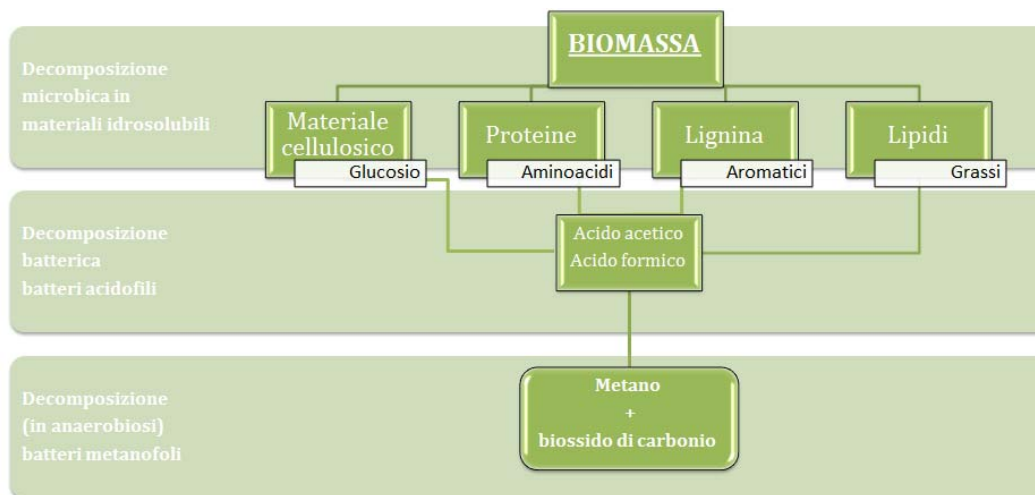


Figura 3.10 -Schematizzazione della digestione anaerobica

Il tempo di residenza in un digestore varia in funzione della quantità di materiale da trattare, del tipo di materiale e dalla temperatura di esercizio. Altro parametro particolarmente importante è il valore di pH. Nel caso della digestione condotta con batteri mesofili il tempo di residenza è compreso tra i 15 e i 30 giorni. Nel caso della digestione UASB6 con batteri mesofili, che permette il trattamento delle acque reflue, i tempi di residenza differiscono in relazione alla parte liquida e a quella solida, con i primi che rispettivamente rientrano nell'arco di un giorno mentre i secondi non superano i 90 giorni. Nel caso di un processo con batteri termofili le temperature più elevate permettono di velocizzare la digestione, richiedendo solamente due settimane per giungere a completamento. Di contro la digestione termofila ha un costo

⁶ Up-flow Anaerobic Sludge Blanket, ossia trattamento anaerobico dell'acqua reflua. Indica una tecnologia di trattamento dei reflui organici ad alto COD basata sulla fermentazione in carenza di ossigeno in un digestore anaerobico

prima, favorendo così la mineralizzazione dell'azoto organico; l'effluente risulta in tal modo un ottimo fertilizzante [7].

Gli impianti a digestione anaerobica possono essere alimentati mediante residui ad alto contenuto di umidità, quali le deiezioni animali, i reflui civili, i rifiuti alimentari e la frazione organica dei rifiuti solidi urbani.

Il biogas prodotto viene raccolto, essiccato, compresso ed immagazzinato oppure utilizzato direttamente per alimentare un motore endotermico collegato ad un generatore elettrico. L'energia elettrica prodotta viene direttamente immessa nella rete distributiva, e venduta a prezzo remunerativo (certificato verde) in quanto ottenuta da fonte energetica rinnovabile.

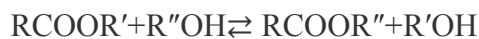
La biomassa più utilizzata è l'insilato di mais, da 1000 kg di digerito si ottengono circa 10 m³ di metano. Per ottimizzare il rendimento dell'impianto è conveniente disporre di utilizzatori del calore prodotto, in quanto per ogni kWh elettrico si produce circa 1 kWh sotto forma di energia termica.

Per alimentare un impianto a biogas avente 1 MW di potenza elettrica sono necessari circa 300 ettari di insilato di mais. Tali impianti sono relativamente semplici e non richiedono personale specializzato per assicurarne il funzionamento.

3.2.3 I processi chimici

Il processo chimico più diffuso e l'unico di una certa importanza commerciale è l'esterificazione ovvero la rottura delle molecole dei trigliceridi, cioè degli acidi grassi che caratterizzano l'olio vegetale e che sono alla base della sua elevata viscosità, a dare un estere.

Si ha cioè la sostituzione del gruppo alcolico di un estere con quello di un altro alcol, secondo lo schema generale



Un acido - ottenuto a monte dalla spremitura di varie sostanze vegetali, come ad esempio la colza, la soia, il girasole, ma anche le alghe - è fatto reagire in eccesso di alcool (o con sottrazione successiva di acqua), in presenza di un catalizzatore acido. Si ottiene così un estere avente proprietà molto simili al diesel tradizionale, in termini di viscosità e comportamento in fase di combustione, che dunque può essere impiegato per scopi di trazione senza importanti modifiche al motore di partenza.

BIBLIOGRAFIA – Capitolo 3

- [1] G. Candolo, 2005. [Online].
Available: http://www.crpa.it/media/documents/crpa_www/Progetti/Seq-Cure/Candolo1.pdf.
- [2] Levinston W.R., «Technical and economic assessment of Energy conversion technology for MSW,» 2003.
- [3] Bridgwater, Principles and practice of biomass fast pyrolysis processes for liquids, 1999.
- [4] G. C. G. F. Giacobbe Braccio, *Gassificazione delle biomasse: stato dell'arte e attività enea*, Piacenza, 2006.
- [5] Eni, [Online].
Available: <http://www.eniscuola.net/it/energia/contenuti/biomassa/left/produzione-di-energia/carbonizzazione/>.
- [6] S. Malandrino, *Modellazione e valutazione energetica di due tecnologie per la conversione di biomassa in energia elettrica e calore*.
- [7] Eni, [Online].
Available: <http://www.eniscuola.net/it/energia/contenuti/biomassa/left/produzione-di-energia/digestione-anaerobica/>.

Capitolo 4

La gassificazione

4.1 Introduzione

La gassificazione è un processo chimico endotermico in grado di convertire combustibili solidi ricchi in carbonio -quali possono essere il carbone, il petrolio, le biomasse di origine vegetale- in un gas di sintesi con potere calorifico -variabile a seconda delle configurazioni impiantistiche adottate (4-15 MJ/Nm³)- tale da consentirne l'impiego come combustibile in numerosi processi energetici.

La gassificazione ha quindi il vantaggio di trasformare sostanze organiche di scarso pregio industriale e basso contenuto energetico su base volumetrica in un prodotto molto versatile, più facilmente stoccabile, dal maggior potere calorifico e pulito - poiché durante il processo si ha il confinamento nelle ceneri (sostanzialmente inerti) e di elementi altrimenti problematici per la successiva fase di combustione-. Al processo stesso di gassificazione della biomassa potrebbero inoltre venire applicate a valle tecnologie per il sequestro delle emissioni di anidride carbonica.

La materia prima è ossidata all'interno di un reattore in cui la quantità dell'agente ossidante è regolata per essere sub-stechiometrica. Questa differenza rispetto alla tradizionale combustione diretta permette, attraverso una complessa sequenza di reazioni chimiche -che verranno analizzate nei prossimi paragrafi- di stoccare parte del potere calorifico della carica alimentata in un gas con proprietà combustibili che costituisce il vero prodotto utile del processo (diversamente dalla combustione interna in cui il prodotto utile è solo il calore prodotto e i gas combusti hanno potere calorifico nullo)

Il gas di sintesi prodotto è una miscela combustibile gassosa i cui componenti principali sono monossido di carbonio (CO), biossido di carbonio (CO₂) e idrogeno (H₂), con tracce di metano (CH₄). Inoltre, poiché è prassi tenere all'interno del reattore un'atmosfera globalmente riducente, si ottengono anche, seppur in quantità minime, ammoniacca (NH₃), acido solforico (H₂S) e acido cloridrico (HCl). Sul fondo del reattore si deposita in ultimo quella parte non gassificabile della carica alimentata: ceneri e polveri. Le percentuali con cui ogni componente si forma dipende:

- i. dalla materia prima utilizzata;
- ii. dall'umidità della carica;
- iii. dalla configurazione reattoristica scelta

- iv. dal tipo di agente gassificante introdotto (aria, ossigeno, vapore acqueo);
- v. dalle condizioni operative e dal tempo di residenza all'interno del reattore.

Non è da confondere il syngas con il biogas prodotto da processi biologici: le temperature di processo nettamente diverse (superiori ai 700 °C per la gassificazione, di poco superiori a quella ambiente per la digestione anaerobica) e le diverse reazioni chimiche che intervengono generano prodotti molto diversi sia in termini di composizione che di potere calorifico.

4.2 Chimica del processo

Col termine gassificazione si vuole identificare una serie ordinata di fasi che, a partire da un combustibile organico ricco in carbonio, operino una decomposizione termica dello stesso. Le alte temperature, la pressione imposta e l'agente ossidante scelto sono ottimizzate per favorire sia la produzione di calore atta a sostenere il processo ma soprattutto di un gas combustibile le cui caratteristiche ricercate saranno chiarite in seguito.

Con un'estrema semplificazione è possibile immaginare il processo composto da quattro fasi, così come schematizzato in Figura 4.1:

1. essiccamento;
2. pirolisi;
3. riduzione;
4. ossidazione.

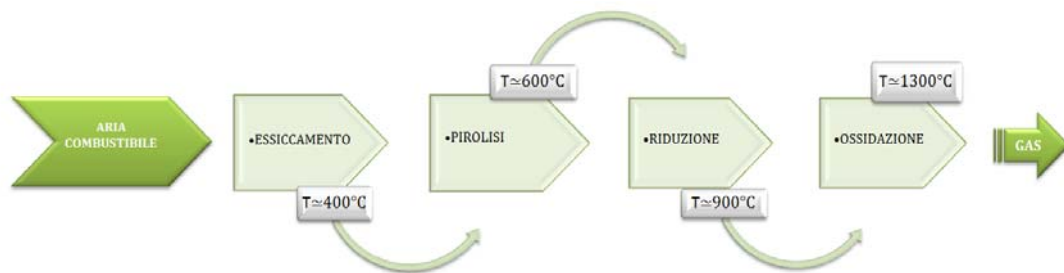


Figura 4.1 – Schematizzazione di un processo di gassificazione. Le temperature sono indicative e si riferiscono a quelle massime ottenibili a fine fase; possono variare anche significativamente in funzione del tipo di carica alimentata

Queste non sono però fasi distinte in senso proprio poiché avvengono contemporaneamente all'interno del reattore quando questo è a regime; non è neppure possibile distinguere una demarcazione netta fra una fase e quella successiva, perché i reagenti prodotti della prima sono i reagenti della seconda. Una suddivisione, almeno a livello teorico, è però indispensabile per cercare di descrivere l'influenza delle condizioni operative e delle reazioni chimiche che concorrono ad ottenere il prodotto utile

syngas e soprattutto come queste ne influenzino composizione, temperatura e quindi il potere calorifico in uscita.

In questo va studiato il modo migliore di ottimizzare la chiusura del bilancio entalpico, ulteriore grado di libertà del processo.

4.2.1 Fase 1: l'essiccamento

La carica introdotta nel gassificatore, benché precedentemente essiccata, deve subire un'ulteriore deumidificazione così da ottenere un prodotto quanto più anidro possibile: maggiore è la frazione di acqua all'interno del syngas più basso è il suo PCI.

L'essiccamento cresce dunque d'importanza quanto maggiore è l'umidità della carica alimentata: se nella gassificazione della polvere di carbone questa fase è utile quasi e unicamente a preriscaldare la carica, nel trattamento di biomasse o RSU è essenziale per portare l'umidità relativa sotto il 20%.

Questo processo consiste nel riscaldare la carica fino ad una temperatura variabile (da configurazione a configurazione e in funzione del tipo di carica alimentata) fino a 120°-160° C. Il calore necessario è ottenuto dalle reazioni di ossidazione di una parte della carica (principalmente la frazione non gassificabile come parte del char) sottraendo parte del contenuto entalpico all'innalzamento del potere calorifico del syngas. Per tale ragione, al fine di innalzare l'efficienza complessiva del processo, è bene curare la prima fase di deumidificazione del combustibile, quella cioè compresa fra la raccolta e l'introduzione nel reattore. Per quel che riguarda la biomassa legnosa ad un periodo di essiccazione ne segue uno di stoccaggio in deposito e talvolta la deidratazione è spinta anche da un sistema, appositamente studiato, che sfrutta i gas combustibili del ciclo di potenza posto a valle del sistema di gassificazione stesso, come un motore endotermico o un turbogas. In quest'ultimo caso la più alta efficienza globale è pagata da una maggiore complessità impiantistica che risulta spesso, vista la taglia limitata di questi impianti, economicamente poco conveniente.

Lo scambio di calore che avviene durante l'essiccamento sfrutta due diversi principi a seconda della configurazione reattoristica. Nella maggior parte dei casi l'energia sviluppata dalle reazioni di ossidazione arriva alla zona di deidratazione per irraggiamento. In alcune limitate configurazioni invece, come quella a letto fisso controcorrente la composizione del syngas viene fissata dalle reazioni che hanno luogo nella parte inferiore del reattore mentre l'estrazione avviene nella parte superiore dello stesso; il gas nel suo percorso di risalita cede calore in maniera diretta alle varie zone fra cui quella di essiccamento.

4.2.2 Fase 2: la pirolisi

Si è già trattata la pirolisi, nel Capitolo 3, come processo a sé stante per ottenere prodotti pirolitici combustibili. Ora si analizza la fase pirolitica all'interno del processo di gassificazione della biomassa con un grado di dettaglio adeguatamente approfondito per lo scopo di questo testo. Una trattazione più ampia rispetto alle altre fasi si rende infatti necessaria data l'importanza e la complessità del meccanismo chimico e cinetico che s'intende descrivere.

Dopo essere stata opportunamente deidratata la carica combustibile subisce un ulteriore riscaldamento fino a temperature comprese tra i 400°C e gli 800°C. L'ossidazione che avviene in questi range termici, in un ambiente -per quanto tecnicamente possibile- privo di ossigeno, porta alla degradazione chimica del combustibile solido che scinde i costituenti principali della biomassa in composti con un peso molecolare inferiore. Le reazioni che meglio descrivono la pirolisi di materiali lignocellulosici sono quelle di cracking¹ della cellulosa



Quel che fisicamente avviene è il passaggio in fase gas delle sostanze a maggior volatilità mentre i composti più pesanti vengono rotti a dare catene dalla struttura atomica più semplice. Si tratta di un'estrema sintesi di un meccanismo molto complesso e progressivo. La materia carboniosa che non volatilizza subisce una degradazione in due composti:

- il char, una serie di particelle solide costituite essenzialmente da carbonio;
- il tar, un miscuglio di idrocarburi ad alto peso molecolare in fase gassosa durante la pirolisi ma che condensa a temperature inferiori fino ad avere una consistenza catramosa in condizioni ambiente.

Durante il primo attacco termico la materia lignocellulosica viene convertita in tar primario. Con il crescere della temperatura anche questo crackizza formando tar secondario e successivamente terziario. Per ogni fase vengono separate tracce di H₂O, CO, CO₂, CH₄, C₂H₄, H₂ e C che si liberano nel reattore andando ad ingrossare la fase gassosa o precipitando con le ceneri.

La distribuzione relativa delle varie fasi è strettamente correlata con la temperatura al cui aumento corrisponde uno spostamento verso i prodotti gassosi. Anche altri fattori entrano però in gioco in questo complesso meccanismo chimico della pirolisi non ancora completamente compreso. A tale scopo, siccome è importante conoscere le

¹ La rottura dei legami cellulari richiede una spesa energetica; la fase è dunque fortemente endotermica e per sostenersi deve attingere al calore prodotto dalla fase di combustione seguente.

variabili che regolano la composizione del syngas, in particolar modo se il combustibile di partenza è biomassa legnosa², si ritiene opportuno dedicare i prossimi sotto-paragrafi alla formazione dei prodotti pirolitici e alla reattività che mostrano char e tar anche in confronto al caso di gassificazione del carbone³. Si premette fin d'ora che, per completezza nella trattazione, essendo le fasi all'interno del gassificatore continue, si preferisce affrontare nel prossimo sotto-paragrafo, che analizza la reattività del char anche parte dei fenomeni che, iniziati nella zona pirolitica, si estendono in quella di riduzione.

4.2.2.1 Produzione di composti della pirolisi da materiali lignocellulosici

La produzione delle 3 classi di prodotti pirolitici è influenzata maggiormente dalla velocità di riscaldamento delle particelle e dalla temperatura all'interno del reattore sebbene altri fattori, come la quantità e la composizione di cenere cataliticamente attiva, può svolgere un ruolo importante.

A parte l'influenza delle proprietà delle particelle (dimensione, contenuto di umidità, densità iniziale, ecc), la velocità di trasferimento di calore all'esterno dipende non solo dal grado di conversione, ma anche dalla configurazione del reattore (progettazione, la modalità di alimentazione,...) e dalle condizioni operative. A ciò è da aggiungere il fatto che la conversione delle particelle è un processo non continuo per cui le condizioni termiche all'interno e all'esterno delle particelle variano continuamente nel tempo.

Nella zona del reattore in cui le temperature crescono fino ad 800-850 K si attivano delle reazioni che coinvolgono tar primario. Tuttavia, a causa delle limitazioni fisiche o geometriche del reattore e di quelle chimiche delle reazioni coinvolte, il tar non viene completamente convertito.

A titolo di confronto, i rendimenti delle tre classi dei prodotti di pirolisi -espressa come percentuale della massa iniziale legno secco- sono riportati in Figura 4.2 in funzioni della temperatura di riscaldamento (T_e) e della velocità di reazione della pirolisi.

Le differenze fra i valori riscontrati sono dovute a diverse campagne di misurazione in cui sono state fatte variare:

- le tipologie di reattore e la conseguente diversa modalità di trasferimento del calore;
- le condizioni operative (tempi di permanenza, caratteristiche delle particelle volatili);

² L'esperienza sulla gassificazione della biomassa è minima e gli impianti operativi ancora pochi se rapportati a quelli che gassificano il carbone.

³ A tal scopo si è cercato di fare un sunto delle esperienze e degli esperimenti svolti e pubblicati in letteratura. In particolar modo si ringrazia Colomba Di Blasi [2] per la chiarezza e la completezza dei suoi articoli sulla gassificazione delle biomasse, che sono state le tracce base di parte della trattazione.

- le caratteristiche meccaniche del legno caricato come combustibile⁴.
All'aumentare della temperatura di riscaldamento (T_e), le rese di char inizialmente diminuiscono -poiché è predominante la formazione di volatili- per poi tornare a crescere quando diventano favorite le reazioni di formazione primarie del char [1].

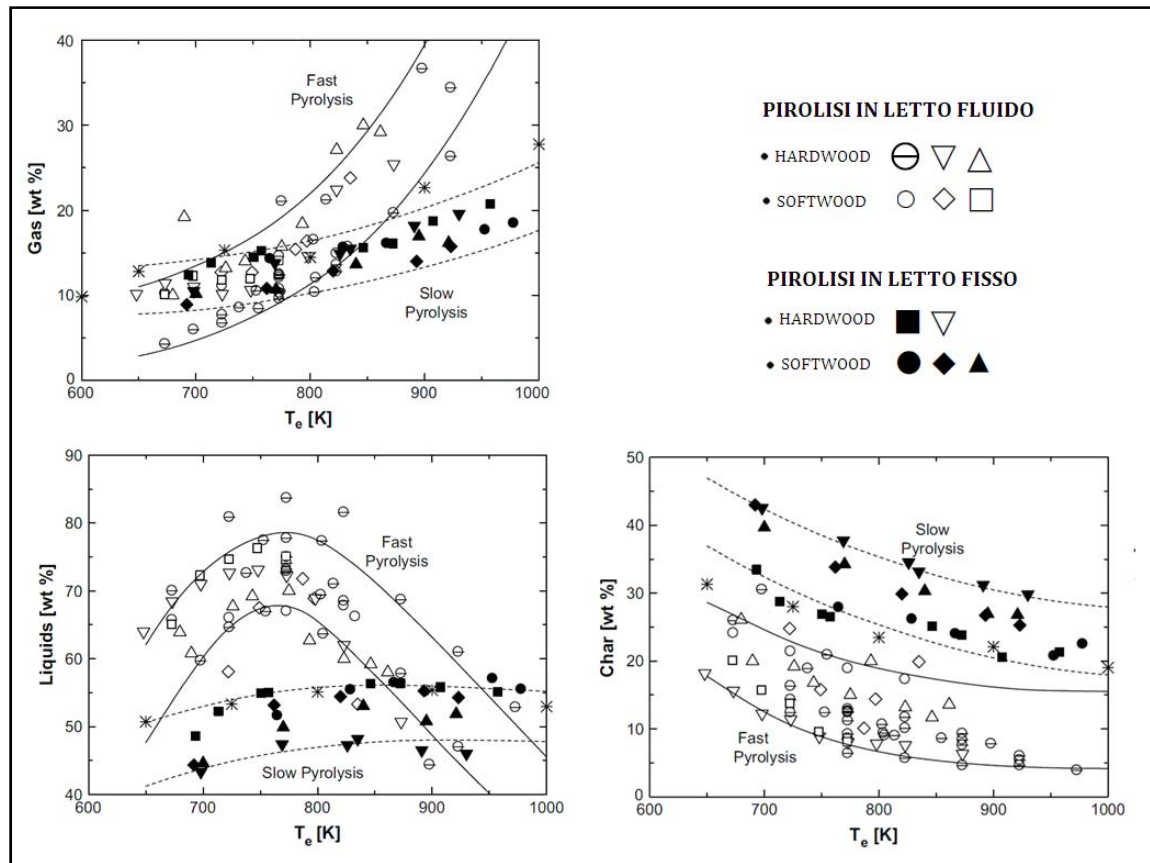


Figura 4.2 - Produzione di char, di gas e di liquido di pirolisi, in percentuale rispetto alla base solida secca, in funzione dalla temperatura di riscaldamento [T_e]; linee continue e tratteggiate sono utilizzate per indicare il campo di variazione, per una data t temperatura, dei rendimenti di pirolisi veloce e lento rispettivamente [2]

A temperature elevate la produzione di char si stabilizza in quanto il calore di degradazione della biomassa e quello che raggiunge l'elemento di combustibile attraverso il materiale di riempimento del reattore assumono valori simili.

⁴ Questo fattore citato ha un'influenza decisamente minore rispetto ai primi due poiché le differenze tra specie sono relativamente piccole. Come osservazione generale si può affermare che l'alto contenuto di lignina -tipico delle conifere- è indicativo di un alto contenuto di carbonio e pertanto risulta più importante la produzione di char.

La temperatura di riscaldamento, in maniera diretta o indiretta, influenza anche l'attività delle reazioni secondarie (formazione del char secondario, gas permanenti e leggeri composti organici).

La formazione dei liquidi di pirolisi presenta un massimo come conseguenza della formazione primaria e della degradazione secondaria dei vapori di tar. La resa del gas aumenta invece con la temperatura per tutto il campo di esercizio.

La formazione del liquido di pirolisi è molto più rilevante quando la conversione di biomassa avviene in un reattore a letto fluido, in quanto la minor taglia del combustibile alimentato e il più veloce trasferimento di calore alle particelle -che si riscaldano quindi in un tempo minore- fornisce un apporto entalpico con temperature più elevate per le reazioni di decomposizione primaria. In questo modo è favorita la formazione delle specie volatili (tar) rispetto a quelle solide (char).

Il processo di cracking di vapori condensabili (tar) comporta la conversione dei liquidi di pirolisi in gas: la resa dei primi diminuisce mentre quella del gas aumenta. Il confronto tra le due serie di dati mostra anche che, per temperature inferiori a 750 K, quando l'attività di reazioni secondarie di formazione di gas è trascurabile, le rese di gas sono piccole. In altre parole, le variazioni delle rese di prodotti liquidi sono compensate da variazioni nelle rese del solo char.

Dal punto di vista quantitativo i risultati mostrano che, nel caso di pirolisi veloce, la massima produzione di liquido (tar) si ottiene per temperature di riscaldamento di circa 750-800 K, quando interessa una quantità di prodotti variabile tra il 65% e l'80%. Per la pirolisi lenta, valori massimi sono invece ottenuti in un intervallo di temperatura più ampio (750-950 K), e sono nettamente inferiori, tra il 45% e il 55%.

Come anticipato, il char è un prodotto di reazioni sia primarie che secondarie, sebbene la comprensione quantitativa di questo fenomeno sia molto limitata [3]. Alcuni esperimenti, condotti sul cracking di tar omogeneo [4], portano a suggerire che la produzione di char da reazioni secondarie richieda alte concentrazioni di tar in fase vapore -per ripolimerizzazione di prodotti intermedi a bassa volatilità- o in fase condensata. Altri studi, riguardanti la chimica di conversione del tar primario indotto dal contatto con il char, riportano una conversione variabile fra il 7 e il 14% [5].

Lo stesso trend qualitativo per il legno finora descritto è riscontrabile nella pirolisi dei residui agricoli anche se le differenze quantitative sono sostanziali. I residui agricoli sono caratterizzati da elevate produzioni di char rispetto alla biomassa legnosa -i valori di diverse specie a confronto in Figura 4.3- dato il più alto tenore di lignina (cioè del contenuto di carbonio) e/o di grandi quantità di sostanze inorganiche che favoriscono da una parte le reazioni di carbonizzazione e dall'altra lo spostamento dell'inizio del processo di decomposizione verso temperature inferiori. Come conseguenza delle rese superiori del char, la produzione della componente liquida, cioè del tar, deve diminuire.

In generale, quindi, variazioni nelle rese di prodotto sono il risultato di differenze sia chimiche che fisiche, anche se il primo aspetto sembra avere un ruolo predominante.

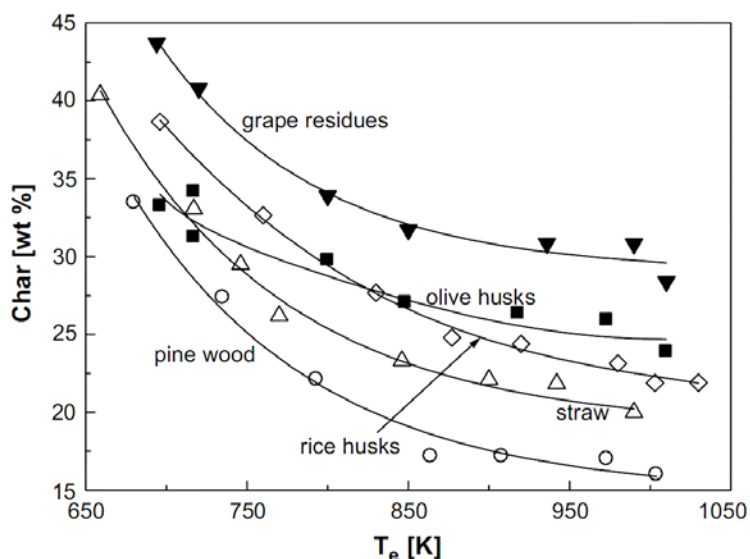


Figura 4.3 - Produzione di char percentuale in funzione dalla temperatura di riscaldamento [T_e] per un reattore a letto impaccato per diverse tipologie di residui agricoli [6]. (Vedi legenda Figura 4.2)

4.2.2.2 Composizione dei prodotti volatili della pirolisi in biomasse legnose

Per i prodotti liquidi della pirolisi del legno, come per quelli gassosi, sono state compiute analisi chimiche approfondite. Il gas di pirolisi è costituito principalmente da anidride carbonica (CO_2) e monossido di carbonio (CO), quantità minori di metano (CH_4) e tracce di carbonio (C_2) e idrogeno (H_2).

La composizione del gas rimane anche qualitativamente molto simile per altri combustibili lignocellulosici sebbene questi siano generalmente caratterizzati da un più elevato tenore di CO_2 [7]. L'andamento della produzione degli ossidi di carbonio (CO_2 e CO) è presentato in Figura 4.4.

A bassa temperature, l'evoluzione di CO e CO_2 (e vapore acqueo) è principalmente influenzata dal degrado dell'emicellulosa e degli estrattivi⁵. All'aumentare della temperatura, la formazione del tar di cellulosa in fase vapore diventa predominante, mentre il degrado della lignina porta alla formazione di char e di gas supplementari (CO_2 , CO , CH_4 e H_2).

Alle basse temperature, la velocità di riscaldamento del solido esercita una debole influenza sulla resa delle specie gassose; le differenze tra i due gruppi di dati (fast and low pyrolysis) diventano più evidenti con il crescere della temperatura, specialmente per quel che riguarda la produzione di monossido di carbonio, e derivano da differenti

⁵ Si tratta di carboidrati complessi costituenti del legno –insieme a cellulosa, lignina ed emicellulosa– composti da terpeni, fenoli, tannini, composti azotati, acidi grassi, steroidi, fosfati, ossalati ecc.

tempi di residenza del tar in fase vapore il quale influenza e modifica l'attività di reazioni secondarie.

Numerosi studi hanno osservato come l'anidride carbonica sia un prodotto di reazione sia primaria che secondaria e può interessare fino al 14% del tar convertito [8].

Le rese di monossido di carbonio e metano, prodotti principalmente da reazioni di decomposizione secondaria, presentano un aumento quasi lineare con la temperatura per valori superiori a 950 K.

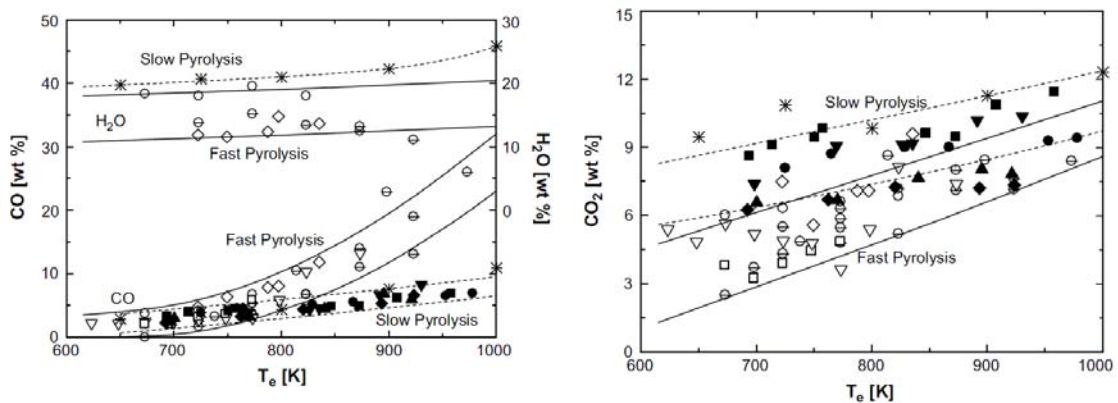


Figura 4.4 - Produzione di CO, CO₂ e vapor d'acqua, in percentuale rispetto alla base solida secca, in funzione dalla temperatura di riscaldamento [T_e]. (Vedi legenda Figura 4.2)

Il monossido di carbonio può rappresentare circa il 50-70% di conversione di tar e può essere considerato come un indicatore della misura dell'attività di reazione secondaria. Metano ed etilene raggiungono conversioni dell'11% e del 12%, rispettivamente.

Nel caso di reattore a letto fluido, la conversione in vapor d'acqua è tra il 10 e il 18% della massa iniziale di sostanza secca, mentre per reattore a letto fisso è maggiore e si aggira sul 17-25%. L'acqua è anche un prodotto delle reazioni di degradazione del tar così che la resa aumenta all'aumentare della temperatura [9]. Similmente alla produzione di monossido di carbonio ed idrogeno anche quella di acqua può venire considerata quale indicatore dell'attività delle reazioni secondarie e della qualità del liquido di pirolisi.

La natura dei prodotti liquidi (tar) derivati dai processi di pirolisi e gassificazione dipende non solo dal tipo di biomassa, ma anche dalla tecnologia costruttiva del reattore in cui avviene la conversione, cioè, dalla velocità e dalla temperatura del calore fornito oltre che dalla presenza di residui carboniosi solidi (char) e di catalizzatori.

Le variazioni nella temperatura e nel tempo di residenza mostrano una transizione omogenea fra quattro classi di prodotti: vapori con alto contenuto di ossigeno -tar primario- sono tipicamente associati a reazioni che avvengono a bassa temperatura (673-773 K) per degradazione della cellulosa, dell'emicellulosa e della lignina; al

crescere della temperatura di reazione, fino a 1123 K, si ha prima la formazione di idrocarburi –o tar secondario, composto principalmente da fenoli e olefine- e quindi quella di aromatici (1123-1273 K). Questi ultimi, che assumono anche il nome di tar terziario, hanno anche una quota parte di condensabili quali benzene, naftalene, acenaftilene, antracene e pirene.

4.2.2.3 La reattività del char

Il combustibile fossile più simile alla biomassa legnosa e con cui, quindi, è più immediato operare dei confronti è il carbone. Numerosi studi sono stati compiuti sulla reattività del char derivato dalla pirolisi del carbone. Decisamente minori sono quelli che hanno come oggetto di studio la reattività di char derivato dalla cellulosa. Analogie fra le due tipologie di combustibili sono evidenti ma il char derivato dal carbone è meno reattivo: il grado di produzione di flusso fase gas ottenuto gassificando la biomassa è dalle 4 alle 10 volte più elevato di quello che è possibile ottenere, per esempio, dalla lignite⁶.

Studi sulla reattività dei composti solidi, utili per un'analisi di carattere cinetico, sono svolti principalmente sulla base di misure termogravimetriche⁷. Data l'esigua quantità dei campioni analizzati e le velocità di riscaldamento relativamente lente, le curve che graficano le perdite di peso in funzione della temperatura mostrano diverse zone sequenziali, come da Figura 4.5.

Nella prima zona avviene la pirolisi: si verifica una rapida perdita di peso con conversioni della materia prima che raggiungono valori fino al 65%; le caratteristiche dei prodotti sono influenzate dalla presenza di ossigeno nella zona di reazione. L'ossidazione del char è completata a circa 750 K in aria, mentre la gassificazione del char con il diossido di carbonio non avviene in modo significativo per temperature inferiori a 1000 K. Ciò ha ripercussioni anche sulla velocità di tale reazione: nel primo caso (aria) l'ossidazione del char è molto più veloce -da 2 a 5 volte più rapida se si analizza il caso di char con origine legnosa- di quella che si registra nel secondo (CO₂) [10].

Si vuole sottolineare come il grado di gassificazione del char sia sempre molto più lento della sua ossidazione, che, a sua volta, è più lenta del processo di devolatilizzazione.

⁶ La lignite è un carbone fossile che possiede un'umidità relativa piuttosto elevata (> 21%) ;ciò ne fa un combustibile di limitato pregio. PCS<24 MJ/kg (5.700 kcal/kg), considerando la sostanza senza ceneri.

⁷ La termogravimetria è una tecnica che consente un'analisi quantitativa precisa della composizione di un campione, senza però identificare la natura dei componenti. La quantità di campione è minima (pochi milligrammi) per questo è una tecnica soggetta alle variazioni eventuali di omogeneità dei campioni.

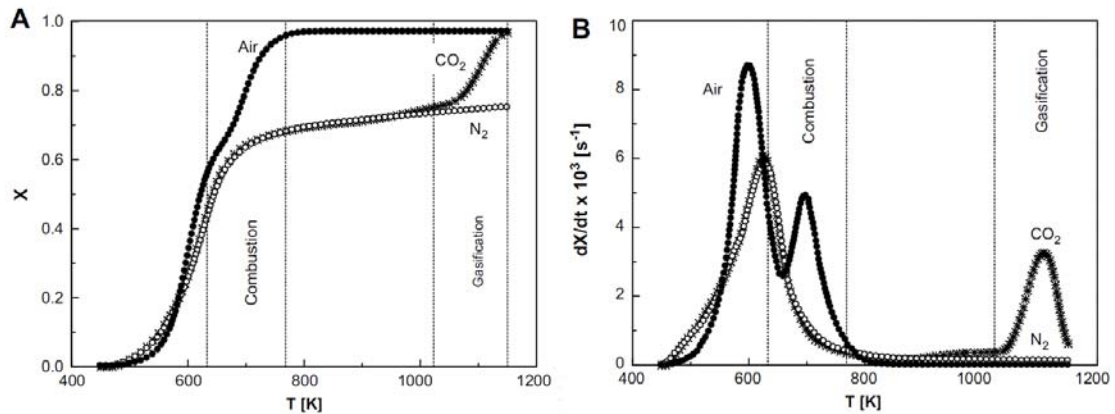


Figura 4.5 - Grado di conversione (A) e derivata del tempo di conversione (B) in funzione della temperatura per residui legnosi al variare del tipo di atmosfera [11]

Appare dunque comprensibile come la cinetica della combustione e, a maggior ragione, quella di gassificazione della biomassa sia studiata basandosi su approcci sperimentali. La conversione del char è sicuramente un meccanismo tra i più complessi poiché è un processo eterogeneo in cui le reazioni chimiche avvengono sulla superficie dello stesso che si presenta come un solido poroso [12].

In termini quantitativi si nota (in Figura 4.5) come in presenza di un'atmosfera contenente ossigeno, rispetto ad una inerte, i picchi di conversione siano anticipati a temperature inferiori e l'entità della stessa sia maggiore, fino ad 1,5 volte. Inoltre, durante i test in cui vi è assenza di ossigeno, la velocità di picco è seguito da un'ampia regione di valori di conversione molto bassi, essenzialmente a causa della decomposizione della lignina.

Il processo di combustione del char avviene per fasi successive. La perdita di peso ha inizio a temperature relativamente basse, anche in atmosfera inerte, con formazione di prodotti in fase gassosa principalmente costituita da CO e CO₂ in un processo definito come volatilizzazione del char [13]. Siccome per propria natura il char è un composto fortemente deidrogenato la volatilizzazione descritta e la produzione dei prodotti associati risulta molto esigua. Un'analisi più specifica mostra che il char ottenuto dalla cellulosa a bassa temperatura è sottoposto a devolatilizzazione secondo tre fasi sequenziali [14]: la pirolisi della carica alimentata già parzialmente decomposta, le reazioni di glicolisi e la decomposizione dei gruppi carbonilici e paraffinici. Il char ottenuto a temperature superiori mostra solo l'ultima fase [15].

Nel complesso si osserva una diminuzione della reattività char durante il processo di conversione, conseguenza del fatto che il carbonio più reattivo reagisce e la trasformazione dei costituenti inorganici ne riduce l'attività catalitica.

Il tasso di gassificazione dipende dalla temperatura e dalla concentrazione dei reagenti e varia con il grado di conversione [16]; si nota inoltre come la presenza di CO e H₂ inibisce la gassificazione del char in atmosfere recanti CO₂ e H₂O, rispettivamente. Questi effetti possono essere quantitativamente molto importanti: a titolo di esempio, la presenza del 30% di CO o di H₂ nel gas riduce la reattività char di un fattore di circa 10 o 15 per la gassificazione CO₂ o H₂O.

La cinetica complessiva di conversione del char viene misurata mediante la reattività definita come:

$$R = -\frac{1}{M} \frac{\partial M}{\partial t} = \frac{1}{1-X} \frac{\partial X}{\partial t} \quad \text{Equazione 4.3}$$

$$X = \frac{M - M_0}{M_0 - M_\infty} \quad \text{Equazione 4.4}$$

Dove:

M	è la massa della porzione organica del campione prelevato
dM/dt	è la velocità di conversione
X	indica la percentuale della reazione già avvenuta ovvero
M_0	massa iniziale
M_∞	massa finale

Si appura che le velocità di conversione eterogenee del char sono determinate da fattori fisici quali l'area superficiale, la superficie accessibile alla reazione, i siti carboniosi o catalitici e la concentrazione del locale reagente gassoso [17] da cui si evince che la reattività dipende da tre caratteristiche principali del campione: struttura chimica, componenti inorganici e porosità.

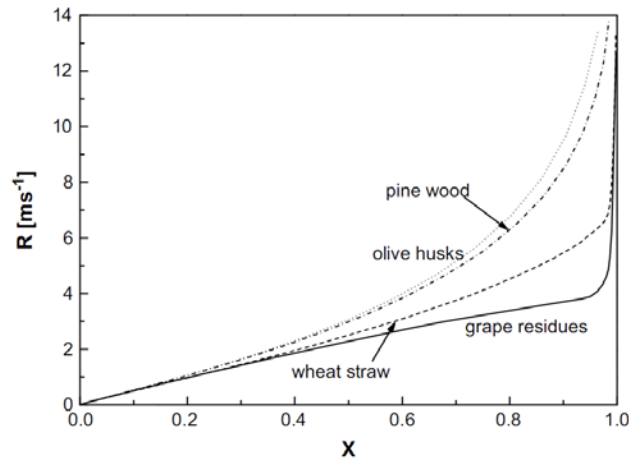


Figura 4.6 - Reattività della biomassa in aria (per diverse specie) calcolata con una velocità di riscaldamento di 10 K/min [19]

I modelli cinetici, tuttavia, non fanno uso dei fattori fisici citati perché sono difficili da misurare e in ogni caso variano molto con il livello di conversione. L'approccio

pratico è basato sulle descrizioni di reattività globali, che devono tener conto delle interazioni tra il solido e la fase gas: la velocità di reazione eterogenea locale è determinata dal valore locale della concentrazione di gas [18] ed è una misura della velocità superficiale intrinseca della reazione solido-gas.

Per descrivere la reattività globale si utilizzano correlazioni, ottenute per la reattività del char da carbone, che variano in funzione del contenuto di carbonio, ossigeno, calcio e composti volatili. L'assenza di una regolarità nella struttura della biomassa è probabilmente l'aspetto più critico da trattare nel confronto fra i risultati di varie indagini cinetiche. Ciò che si può notare è che la reattività generalmente aumenta con la conversione, come mostrato in Figura 4.6 per il char della biomassa.

4.2.2.4 Fattori che influenzano la reattività del char

La reattività del char è influenzata dalla struttura morfologica che, per un combustibile, è strettamente correlata alla velocità di rilascio delle sostanze volatili; è dunque fondamentale uno studio preciso della pirolisi per la determinazione della quantità e composizione della materia inorganica prodotta [20]. Contrariamente alla pirolisi, non vi è alcuno studio o esperimento che suggerisce una relazione tra la velocità di combustione / gassificazione del char originato dalla biomassa e quello derivato dai componenti principali della biomassa stessa (emicellulosa, cellulosa e lignina). Gli effetti delle condizioni di pirolisi sulle proprietà e reattività in aria di char lignocellulosici sono stati ampiamente studiati in relazione a diversi parametri:

- velocità di riscaldamento
- temperatura,
- pressione
- tempo di residenza.

L'elevata velocità di riscaldamento produce generalmente char più attivo sia per quanto concerne le reazioni di ossidazione [21] che per quelle di gassificazione [20]. Per la velocità di riscaldamento lento i prodotti di pirolisi volatili vengono rilasciati attraverso la porosità naturale del legno e nessun cambiamento avviene nella morfologia delle particelle [22]; per la velocità di riscaldamento più veloce invece si perde la struttura cellulare originale a seguito di fenomeni di liquefazione [23]. Il rapido rilascio di prodotti volatili ha come effetto una sovra pressione interna e coalescenza⁸ dei pori più piccoli, portando a grandi cavità interne e ad una struttura più aperta. Per pirolisi condotta a pressione atmosferica, quindi, il char prodotto con lente velocità di riscaldamento è costituito da una struttura di micro pori mentre quelli ottenuti con una velocità di riscaldamento più elevata è principalmente costituita da macro pori.

⁸ Coalescenza: il fenomeno per cui le goccioline più piccole di un liquido disperse in un altro liquido non miscibile (per es. goccioline di olio in acqua) tendono a unirsi alle più grandi, fornendo quindi aggregati di maggiori dimensioni. La c. si spiega in base al fatto che un sistema disperso tende ad assumere la configurazione cui compete la minima energia superficiale.

L'aumento della reattività char con la velocità di riscaldamento durante la pirolisi può dunque essere spiegato con la presenza di reazioni di gassificazione principalmente sulla superficie dei pori grandi poiché ciò può essere associato ad un'area maggiore di superficie totale e/o ad una maggiore concentrazione di siti attivi [24].

L'aumento della velocità massima di perdita di peso osservata in riscaldamenti rapidi della pirolisi veloce concorre anche a rendere più breve il tempo di residenza del tar fase vapore nei pori, riducendo così l'attività delle reazioni di condensazione e prevenendo l'agglomerazione char [23].

La velocità di riscaldamento che s'instaura durante la pirolisi è anche una funzione della dimensione delle particelle: è facilmente comprensibile che la reattività diminuisca per char prodotto da particelle di combustibile di maggior pezzatura.

Variazioni limitate (700-900K) della temperatura di pirolisi finale o del tempo di residenza (20-100 s) non sembrano invece giocare un ruolo importante sulla reattività di combustione delle piccole particelle di char. Temperature significativamente più elevate, al di sopra di 1000 K, provocano invece una diminuzione importante della reattività char, come già trattato sia per la combustione che per la gassificazione [25]. Ciò è dovuto alle variazioni di area superficiale utile al progredire delle reazioni. Questa aumenta leggermente con la temperatura di devolatilizzazione e quindi diminuisce, a causa di variazioni nell'ordinamento strutturale ed alla coalescenza dei micro pori, con disattivazione termica (o ricottura termica) del char [20].

Il contenuto di carbonio nel char diventa progressivamente più elevato all'aumentare della temperatura di pirolisi⁹ da cui si deduce che un aumento dell'ordine strutturale della matrice del carbonio comporta una minor concentrazione di siti attivi [25]. L'aumento del tempo di residenza provoca effetti simili alla temperatura, migliorando l'ordinamento strutturale risultante char.

L'incremento della reattività con la diminuzione della pressione esterna durante la pirolisi viene attribuito ad un aumento della superficie utile e ad una grafitizzazione ridotta nella struttura char o ad un più elevato contenuto di ossigeno.

Il char ottenuto dalla pirolisi sotto vuoto è risultato più adatto per una successiva gassificazione con vapore rispetto al char prodotto a condizioni atmosferiche, anch'essa conseguenza della limitata presenza di depositi carboniosi sulla superficie e all'interno delle particelle, derivante dal parziale adsorbimento di idrocarburi formatosi durante la fase di devolatilizzazione [26].

I composti inorganici presenti in tracce nella biomassa possono agire come catalizzatori e migliorare l'efficienza di gassificazione e di combustione, anche se, al variare delle condizioni di pirolisi, l'attività catalitica è influenzata da fenomeni di sinterizzazione. Metalli alcalini, come sodio e potassio in particolare (presente in

⁹ A titolo di esempio nel caso analizzato con legno di pino e pirolisi veloce [Peacocke et al. Comparison of ablative and fluid bed fast pyrolysis: yields and analyses.], il tenore di carbonio passa da circa il 78% ad un valore di 89% contestualmente ad un riscaldamento che innalza la temperatura da 722 a 835 K.

quantità sufficientemente elevate), sono noti per essere catalizzatori attivi per le reazioni di ossidazione [27]. Ossidi e sali dei metalli alcalini (Na, K) e alcalino-terrosi (Ca, Mg) sono buoni catalizzatori per le reazioni di gassificazione specie in quelle in cui l'agente gassificante è il vapore [28]. A conferma dell'importante ruolo svolto sull'intero processo di gassificazione dai componenti minerali presenti nella biomassa, un largo numero di esperimenti, condotti su differenti campioni di diverse specie legnose, mostrano come la velocità di gassificazione –in atmosfere ricche di CO₂– sia linearmente dipendente dalla concentrazione di metalli, soprattutto potassio e calcio, all'interno delle ceneri [27].

Il rapporto tra carbonio e le sostanze cataliticamente attive è un altro parametro importante per valutare la reattività char in relazione sia alla gassificazione sia all'ossidazione. Infatti, la reattività char aumenta con la conversione –a livelli bassi e intermedi– sostanzialmente come conseguenza dell'aumento della superficie durante il corso di gassificazione. A livelli di conversione elevati (oltre il 70%) si verifica un aumento molto più rapido della reattività (Figura 4.6) che non può essere spiegato solo con lo sviluppo della superficie, ma più ragionevolmente viene attribuito ad un aumentato effetto catalitico dei componenti metallici la cui concentrazione è aumentata durante la conversione del char.

L'effetto catalitico dovuto alla componente inorganica può venir meno, come citato in precedenza, all'aumentare della temperatura: la resa di gassificazione aumenta con la temperatura fino ad un massimo per poi diminuire in conseguenza della disattivazione progressiva di sostanze attive. La disattivazione può avvenire per sinterizzazione¹⁰ e agglomerazione, per la formazione di nuovi composti minerali o il verificarsi di reazioni tra i composti minerali e gli agenti di gassificanti.

Anche le ceneri possono esercitare un ruolo di catalizzatore sulla reattività del char anche se la loro presenza può diminuire la porosità in misura tale che l'area superficiale attiva è anche altamente diminuita [29] e, attraverso questa, la reattività apparente del materiale.

4.2.3 Fase 3: l'ossidazione

L'energia termica necessaria a portare i reagenti alla temperatura di processo e al sostentamento delle reazioni, complessivamente fortemente esotermiche, di ogni sua fase deve essere generata all'interno del reattore da apposite reazioni di ossidazione o, in alternativa, fornita dall'esterno secondo quello che viene definito “riscaldamento indiretto”.

Impianti configurati per sfruttare una fonte energetica esterna al reattore sono più che rari: l'onere impiantistico supplementare che tale soluzione richiede, oltre alle perdite

¹⁰ Sinterizzazione: agglomerazione per effetto termico di più particelle di catalizzatore, che comporta una diminuzione irreversibile della superficie disponibile allo scambio di materia.

legate all'introduzione dello scambiatore, senza citare i maggiori costi, trova giustificazione solo ove sia presente una fonte termica ad alta temperatura non diversamente sfruttata.

La configurazione quasi universalmente preferita prevede l'iniezione di un ossidante (aria o ossigeno) nel reattore. Si crea così una zona in cui il rapporto di miscela è tale per cui si opera un'ossidazione che coinvolge una limitata parte della carica alimentata (soprattutto i prodotti volatili generati in pirolisi). Il calore generato dalla combustione descritta si propaga poi per irraggiamento¹¹ nelle altre zone di essiccamento, pirolisi e riduzione.

In questa fase le temperature raggiunte sono comprese fra i 700° e i 2000° C: la parete del reattore deve essere meccanicamente progettata in funzione delle temperature massime previste. Questo è possibile tramite le reazioni di:

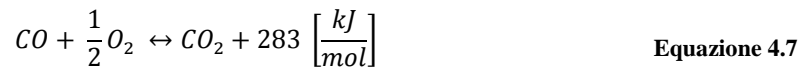
➤ OSSIDAZIONE PARZIALE DEL CARBONIO



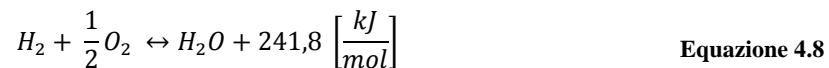
➤ OSSIDAZIONE COMPLETA DEL CARBONIO



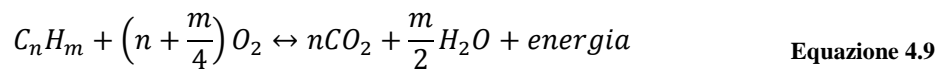
➤ OSSIDAZIONE DEL MONOSSIDO DI CARBONIO



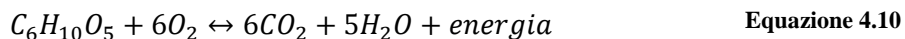
➤ OSSIDAZIONE DELL'IDROGENO



➤ OSSIDAZIONE DEGLI IDROCARBURI



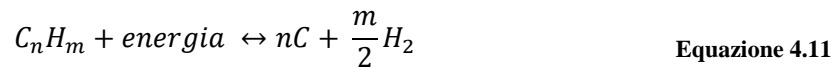
➤ OSSIDAZIONE DELLA CELLULOSA



¹¹ Il metodo di propagazione del calore all'interno del reattore è principalmente legato alla configurazione del reattore stesso. L'irraggiamento è la modalità più diffusa.

Oltre alle reazioni esotermiche di combustione nella zona in analisi hanno luogo anche le reazioni di decomposizione degli idrocarburi: le alte temperature e i composti condensabili determinano la rottura della struttura originaria degli idrocarburi che si riorganizzano in strutture meno complesse e a più basso peso molecolare. Con un meccanismo simile avviene anche la riduzione del tar. Le reazioni sono le seguenti:

- DECOMPOSIZIONE DEGLI IDROCARBURI



- DECOMPOSIZIONE DEL TAR



Queste reazioni sono endotermiche e ricevono l'energia termica necessaria per la decomposizione direttamente dalle reazioni di combustione.

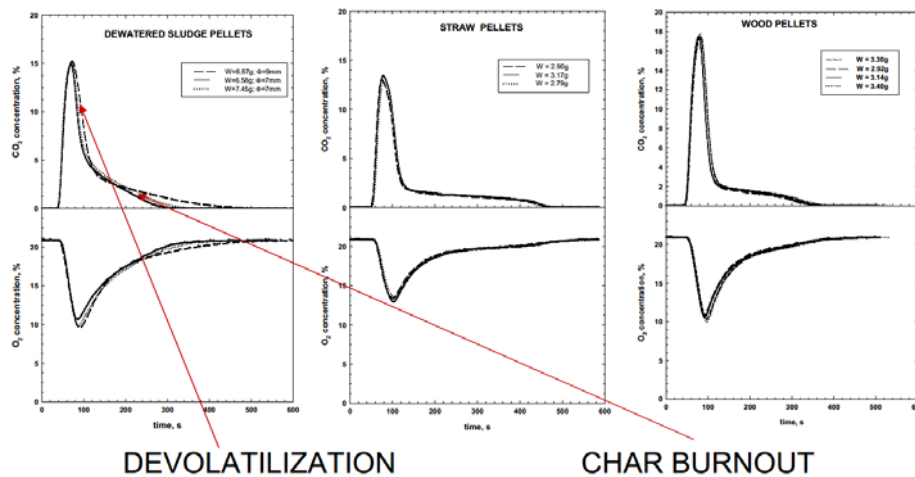


Figura 4.7 - Tracciati di CO_2 e O_2 durante la combustione di una particella di combustibile (Fonte: Slide per il corso di Dottorato congiunto Polimi-Federico II - Anacapri: 5-9 Ottobre 2009)

4.2.4 Fase 4: la riduzione

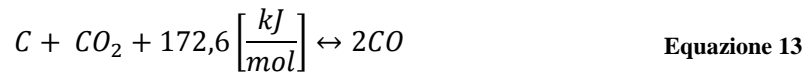
La fase che fissa la composizione del gas di sintesi è quella di riduzione. A temperature elevate ($800-1100^\circ C$) il biossido di carbonio e l'acqua sono convertiti in monossido di carbonio, idrogeno e tracce di metano. Il monossido di carbonio prodotto reagisce col vapore acqueo producendo una reazione d'equilibrio detta di "water-gas shift" che consuma come reagenti monossido di carbonio e acqua per

innalzare il tenore di diossido di carbonio e idrogeno aumentando così il potere calorifico del prodotto finale.

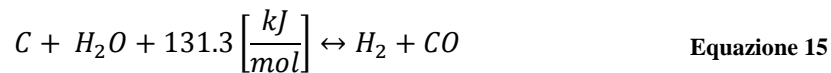
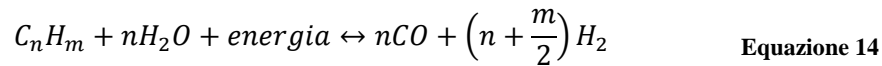
La composizione finale del gas di sintesi è principalmente determinata dalle tre equazioni che governano la fase di gassificazione: la reazione di Boudouard (Equazione 13), di metanazione (Equazione 18) e water gas shift (Equazione 16).

Le reazioni che avvengono in continuo nella zona di riduzione, rendendo lo stadio del processo complessivamente endotermico, sono:

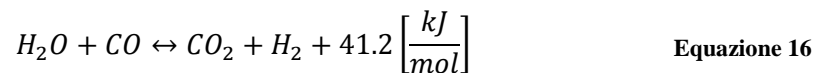
➤ REAZIONE DI BOUDARD



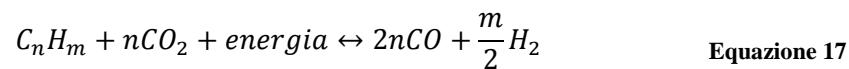
➤ REAZIONE DI WATER-GAS



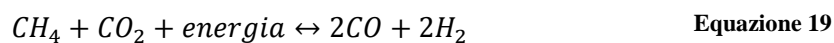
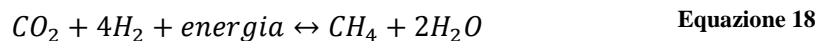
➤ REAZIONE DI WATER GAS SHIFT



➤ REAZIONE DI REFORMING DEL BIOSSIDO DI CARBONIO



➤ REAZIONI DI RIMOZIONE DEL BIOSSIDO DI CARBONIO



4.3 Le variabili di processo

Al fine di stabilire il potere calorifico del gas di sintesi così generato è necessario conoscere la temperatura del prodotto all'estrazione dal reattore. Diversi sono infatti le variabili che devono essere prese in considerazione per determinare l'efficienza globale di processo:

1. composizione chimica del materiale alimentato;
2. velocità di riscaldamento;
3. pressione di esercizio;
4. agente gassificante;

Tali variabili nel loro insieme quantificano il consumo di calore necessario al sostentamento del processo: a parità di portata massica della carica alimentata al gassificatore, il minor consumo di calore corrisponde ad una maggior carica entalpica a disposizione del syngas e quindi ad un suo maggiore potere calorifico.

Si è già accennato all'importanza di una materia prima a basso contenuto di **umidità**. Il discorso è in realtà ben più complesso poiché, come primo effetto del riscaldamento della biomassa, si ha la vaporizzazione e quindi l'estrazione dell'acqua in essa contenuta che avviene a spese di parte del calore prodotto nello stadio di ossidazione. Maggiore è la frazione umida della carica alimentata, più elevata è la quantità di calore prodotto che non partecipa direttamente alla conversione del materiale carbonioso in gas di sintesi. Ciò, a catena, comporta una minore temperatura massima all'interno del reattore -e nella zona di riduzione in particolare-, un maggior tempo di residenza e un'incompleta crackizzazione degli idrocarburi pesanti. Inoltre, prendendo in analisi la reazione di WGS (Equazione 16), si nota che al crescere della quantità d'acqua all'interno del reattore l'equilibrio si sposta verso i prodotti chimici (idrogeno e anidride carbonica) a scapito del monossido di carbonio. Il consumo di quest'ultimo è tale per cui, nonostante la maggior produzione di idrogeno che origina una maggiore frazione di metano, il syngas così prodotto ha un potere calorifico penalizzato rispetto a quello riscontrabile da una materia prima più secca.

In sintesi, si può concludere che alimentare al gassificatore una carica a maggior umidità comporta, a parità di configurazione reattoristica, un syngas minore in portata (a causa del maggior tempo di residenza richiesto), qualitativamente meno pregiato a causa di un più basso PCI e con un sistema di deidratazione a valle dell'estrazione più importante e costoso atto a riportare il potere calorifico del gas di sintesi a più alti valori prima del suo utilizzo come combustibile in un impianto di potenza (o comunque prima del suo stoccaggio in serbatoi).

Oltre all'umidità, dalla composizione chimica della biomassa alimentata si può desumere la composizione delle **ceneri**, cioè dei residui inorganici che, non essendo

facilmente volatilizzabili¹², vengono raccolti sul fondo del gassificatore al termine del processo per mezzo di apposite griglie e devono essere periodicamente estratte dal reattore. Queste, composte per lo più da impurità della carica e metalli presenti in tracce nella biomassa legnosa (calcio, fosforo, silicio, potassio, ferro, manganese, zinco, sodio, etc.), costituiscono una materia inerte (non inquinante) e hanno un loro mercato¹³ per cui non necessitano di uno smaltimento dedicato che comporterebbe un onere economico.

È però sbagliato pensare che i metalli da cui si originano le ceneri passino nel gassificatore e vengano successivamente estratte senza dare un contributo alle reazioni che in esso si svolgono. Diversamente da altre materie prime, infatti, la gassificazione della biomassa non richiede l'aggiunta di catalizzatori per spingere cinematicamente le reazioni; questi sarebbero infatti costituiti dai medesimi metalli citati poc'anzi e presenti in minuscole, seppur sufficienti, quantità nella carica legnosa alimentata. Per contro la presenza di questi stessi elementi, e la loro quantità relativa, introducono problemi di corrosività e sporcamento degli organi d'impianto. Entrando più nel dettaglio e classificando le ceneri in base alla loro densità è più intuitivo comprendere tale concetto.

Elemento	Sottogriglia	Ciclone	Filtro a manica
		<i>mg/kg ceneri s.s</i>	
Cl	<10 - 113	<10 - 14.900	38 - 138.000
F	<2 - 9	7 - 288	25 - 564
As	<2	<2 - 47	<2 - 60
Cd	n.d.	<5	<5 - 17
Co	n.d.	<10 - 115	<10 - 87
Cr	26 - 38	16 - 795	17 - 810
Cu	146 - 1.280	43 - 605	55 - 1.450
Ni	n.d.	18 - 235	27 - 235
Pb	n.d.	49 - 1.280	134 - 7.300
Zn	16 - 133	91 - 1.810	109 - 6.200

Tabella 4.1 - Concentrazione di Cl, F e metalli pesanti nelle ceneri di legno da scarto industriale (Fonte: TNO Report, 1999)

Le ceneri più pesanti, di densità dell'ordine di 1400 kg/m³, costituite principalmente dalle impurità e dalla sporcizia presenti nella carica (sabbia, terra, etc.), si presentano di aspetto granuloso e sono troppo pesanti per essere trascinate dal moto del syngas ed essere estratte con esso; si depositano quindi sotto la griglia presente sul fondo del reattore (da qui il nome utilizzato in letteratura per definire queste ceneri *bottom-ash*)

¹² Il punto di fusione dei metalli è in generale più elevato di quello che caratterizza cellulosa ed emicellulosa.

¹³ Il D.M. 5 Febbraio 1998 detta le norme tecniche per il recupero dei rifiuti non pericolosi. Tra di esse vi sono anche quelle che disciplinano il recupero delle ceneri da combustione delle biomasse comprese nella categoria "Rifiuti inorganici provenienti da processi termici". Esse, anziché essere smaltite in discarica, possono accedere a specifiche e disciplinate attività di recupero secondo il dettato normativo:

- a) Recupero in cementifici, industria dei laterizi, recuperi ambientali;
- b) Recupero per produzione di compost;
- c) Produzione di fertilizzanti.

nel caso di gassificatore a letto fisso o sul letto impaccato per il letto fluido. Questo tipo di ceneri, quantitativamente le più importanti, a causa delle elevate temperature assumono una consistenza più morbida e tendono a coalescere, cioè ad unirsi in “grumi” di maggiori dimensioni che ne rendono difficoltosa l’estrazione e aumentano le perdite di carico.

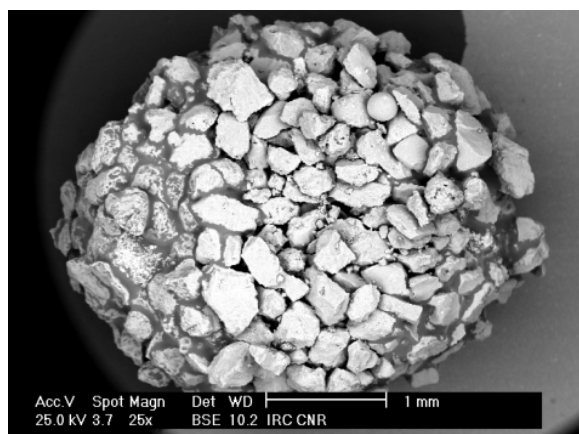


Figura 4.8 - Micrografia di un agglomerato di ceneri in letto fluido
(Fonte: Slide per il corso di Dottorato congiunto Polimi-Federico II - Anacapri: 5-9 Ottobre 2009)

Le ceneri più leggere possono essere invece risucchiate dal sistema di estrazione del syngas ed insieme ad esso muoversi attraverso gli altri organi d’impianto. Poiché, come si è precedente accennato, la combinazione di certi elementi -come potassio e sodio con cloro e zolfo- può dare origine a miscele corrosive o capaci di innescare fenomeni ossidativi che diminuiscono, anche significativamente, la vita utile delle strutture con cui entrano in contatto, specialmente a basse temperature (100-150° C), è necessario prevedere dei sistemi di abbattimento.

Elemento	Ceneri pesanti	Ceneri leggere
	<i>mg/kg ceneri s.s</i>	
Arsenic (As)	0.2 – 3	1 – 60
Cadmium (Cd)	0.4 – 0.7	6 – 40
Cobalt (Co)	0 – 7	3 – 200
Chromium (Cr)	60	40 – 250
Copper (Cu)	15 – 300	200
Mercury (Hg)	0 – 0.4	0 – 1
Manganese (Mn)	2500 – 5500	6.000 – 9.000
Nickel (Ni)	40 – 250	20 – 100
Lead (Pb)	15 – 60	40 – 1.000
Selenium (Se)		5 – 15
Vanadium (V)	10 – 120	20 – 30
Zinc (Zn)	15 – 1000	40 – 700

Tabella 4.2 - Contenuto di metalli pesanti nelle ceneri da combustione del legno in impianto a griglia
(Fonte: TNO Report, 1999)

Questi ultimi si differenziano in funzione della densità delle ceneri da trattare: per densità superiori a 1000 kg/m³ è possibile e conveniente utilizzare sistemi di

selezione gravitazionale, i cicloni (questa classe di ceneri è detta pertanto *cyclone-ash*); al di sotto di tale limite, cioè per le *fly-ash* -costituite essenzialmente da metalli pesanti-, sono richiesti invece abbattitori elettrostatici, filtri a manica o wet-scrubber. La possibilità che la quota parte di ceneri a più basso peso molecolare volatilizzi e ricondensi in parti sensibili dell'impianto, principalmente gli scambiatori, porta ai problemi di corrosione ed elevate perdite di carico già trattati (i metalli una volta volatilizzati hanno dimensioni troppo piccole per essere preda di normali filtri), spingendo a preferire quelle tipologie di biomasse le cui ceneri hanno un più alto punto di fusione. Queste sono caratterizzate da più alti tenori di calcio e magnesio e sono povere di potassio, il quale è particolarmente critico da questo punto di vista perché combinato con il silicio dà origine a silicati basso fondenti.

Anche la **velocità di riscaldamento** può essere considerata una variabile di processo seppure un po' "impropria", poiché è fortemente dipendente dalla configurazione reattoristica scelta, per cui gli effetti che una sua variazione ha sulla produzione di syngas, dopo questa introduzione, verranno trattati diffusamente durante l'analisi delle differenti tipologie di gassificatori. Brevemente si può vedere la velocità di riscaldamento, cioè il gradiente di aumento della temperatura all'interno del reattore, come un indice di accumulo delle sostanze volatili. Se infatti -come si verifica nei reattori a letto fisso- il riscaldamento della carica avviene lentamente, le reazioni di pirolisi s'innescano molto prima di quelle di gassificazione con conseguente rilascio di sostanze volatili ad alto peso molecolare che vengono estratte con il gas di sintesi; se invece, com'è il caso dei reattori a letto trascinato, l'incremento di temperatura è molto rapido e le reazioni di pirolisi e di gassificazione avvengono simultaneamente, il syngas prodotto è più pulito.

Anche la **pressione** mantenuta all'interno del gassificatore è una variabile di cui va tenuto conto in sede di progetto piuttosto che un fattore da ottimizzare di volta in volta durante la fase d'esercizio.

Le opzioni di configurazione sono due: reattore pressurizzato (20-50 bar) o reattore atmosferico. La scelta dell'una o dell'altra e la corretta pressione di esercizio sono in funzione di diversi fattori, primo fra tutti la taglia d'impianto, che permettono di stabilire se la maggior efficienza che si può raggiungere durante la gassificazione pressurizzata è tale da giustificare i maggiori costi e le complessità impiantistiche aggiuntive che questa comporta.

Dal punto di vista chimico una gassificazione in pressione favorisce la reazione di metanazione (Equazione 18) e inibisce quella di WGS (Equazione 16) e di Boudard (Equazione 13) il cui effetto complessivo è un aumento di concentrazione di metano e anidride carbonica a scapito di quella di monossido di carbonio e idrogeno nel syngas. Al contempo la produzione di Tar, il cui potere calorifico è relativamente elevato, è favorita e siccome non è necessaria una fase di raffreddamento -come verrà spiegato a breve- prima della combustione del riformato in un ciclo di potenza, (solitamente motore endotermico o turbogas) esso rimane allo stato gas senza condensare.

Entrambi i fenomeni descritti co-partecipano ad innalzare il potere calorifico del gas di sintesi ottenuto da una gassificazione pressurizzata rispetto ad una atmosferica, seppur tale vantaggio sia piuttosto modesto.

Il beneficio più rilevante è di tipo fluidodinamico. Una compressione della carica solida è significativamente meno energivora di quella del riformato in fase gas che si rende necessaria nella fase di depurazione: rispetto alla configurazione a pressione atmosferica non si rende necessario il recupero termico – e tutte le perdite ad esso correlate- atto a raffreddare il syngas così da aumentarne la densità energetica prima della fase di pompaggio che è del tutto assente. La stessa fase di depurazione può quindi, in alcuni casi, venire ad essere non necessaria, viste le temperature e le pressioni in gioco che escludono, o comunque limitano fortemente, la condensazione del tar e delle ceneri, permettendo un collegamento diretto fra la bocca di estrazione del syngas da un gassificatore pressurizzato e il bruciatore del ciclo di potenza posto a valle.

Il costo di tali benefici è da imputare all'incamiciatura del reattore (e degli impianti ad esso collegati), che a causa della pressurizzazione è di dimensioni inferiori, ma soprattutto al sistema di messa in pressione della biomassa solida, operazione tutt'altro che semplice. La tecnologia utilizzata per questa operazione e la pressione di progetto sono variabili indispensabili per una corretta stima dei costi. I sistemi più utilizzati sono 2:

- il “lock hopper” effettua la compressione per mezzo di un gas inerte¹⁴ o di vapore. Il primo caso è preferibile negli impianti in cui si usa ossigeno come agente gassificante: l'ASU utilizzato per la produzione dello stesso separa criogenicamente una quantità di azoto più che sufficiente alla compressione della carica. Nel caso l'agente gassificante sia invece aria, per comprimere la biomassa è solitamente utilizzato vapore poiché l'installazione di un ASU per la sola separazione dell'azoto aggrava costi e consumo energetico dell'impianto rendendo tale soluzione non consigliabile. Al tempo stesso l'incremento di umidità della carica come conseguenza dell'iniezione di vapore peggiora l'efficienza complessiva del processo.

Il lock hopper ha il vantaggio di essere molto flessibile potendo comprimere quantità variabili della materia prima alimentata.

- Il sistema a pistoni idraulici effettua una compressione meccanica e dev'essere dimensionato sull'effettiva quantità di biomassa introdotta, che va pertanto mantenuta costante. La maggior semplicità rispetto al lock hopper rende la compressione a pistoni meno costosa ed energivora, ma limita la taglia massima dell'impianto. L'alta compattezza che fornisce alla carica è particolarmente richiesta per applicazioni in bio-digestori (dove il tenore di umidità della biomassa è elevato) piuttosto che nei gassificatori.

¹⁴ L'utilizzo di un inerte evita il rischio di inneschi di combustione accidentali o ritorni di fiamma dal combustore all'interno del sistema di pressurizzazione della carica

Per riassumere, i gassificatori pressurizzati offrono prestazioni elevate a fronte di notevoli complessità impiantistiche; tale soluzione è economicamente percorribile solamente per potenzialità d'impianto molto alte (40-50 MWe) che si riscontrano maggiormente per la gassificazione del carbone che non delle biomasse, la cui taglia media è molto minore.

In ultimo, ma di estrema importanza per la chimica del processo, viene la scelta dell'**agente gassificante**. Nelle regioni prossime alla bocca di caricamento della biomassa la quantità di comburente è la minore tecnologicamente possibile non essendo questo necessario durante le fasi di essiccamento e soprattutto di pirolisi. Affinché avvenga l'ossidazione è invece necessaria l'introduzione del comburente in quantità tale (sub-stechiometrica) da operare un controllo sulle reazioni di combustione: queste devono riguardare solo una parte della carica e non si devono propagare in altre zone del reattore in quanto il calore che si produce non è il prodotto utile del processo ma il sostentamento entalpico per le altre fasi.

Il comburente introdotto, che partecipa anche alle reazioni di riduzione, prende il nome di agente gassificante e può essere aria, ossigeno, vapore acqueo o una miscela di esse. Il vapor d'acqua è utilizzato principalmente quando è necessario moderare la temperatura e/o introdurre ulteriore idrogeno.

La gassificazione con aria, la più diffusa per semplicità e costi limitati, è molto efficace se si opera una gassificazione della biomassa poiché, grazie all'elevata quantità di composti volatili, essa risulta molto reattiva (se paragonata al carbone). Oltre a ciò, come si è già detto, gli impianti a biomassa sono di taglia limitata e una gassificazione con ossigeno richiederebbe la presenza di un ASU non economicamente sostenibile -sia in termini di investimento che di esercizio- per le basse potenzialità in gioco. Il syngas così ottenuto è caratterizzato da un basso potere calorifico (4-7 MJ/Nm³) dovuto alla presenza della quantità significativa di azoto che compone l'aria: a pari temperatura di gassificazione è richiesta una maggiore quantità di calore, generato dalle reazioni di ossidazione, poiché va riscaldata anche la massa di azoto.

Al contrario, una gassificazione con ossigeno o miscele ossigeno/vapore consente l'ottenimento di un riformato a più alto tenore di idrogeno e monossido di carbonio i quali spingono il potere calorifico a valori di 12-18 MJ/Nm³. L'assenza di azoto atmosferico consente anche di avere apparati d'impianto più snelli. Si vuole precisare ancora una volta che i costi complessivi legati all'introduzione dell'ASU ne rendono antieconomico l'utilizzo se non si è in grado di sfruttare appieno gli effetti di taglia sia per il gassificatore che per l'ASU vero e proprio ed il limite individuato corrisponde a 5000 t/giorno di ossigeno prodotto; è il caso di gassificatori di carbone piuttosto che di quelli di biomassa che, essendo limitati dalla materia prima reperibile nelle immediate vicinanze, sono caratterizzati da taglie medie decisamente inferiori.

4.4 Le tecnologie di gassificazione

Quanto detto sinora sulla gassificazione tiene conto solo dell'aspetto chimico del processo. Poco o nulla è stato detto riguardo all'aspetto cinetico; ciò è funzione della composizione e della dimensione della carica alimentata al reattore che va ad influenzare la tipologia strutturale dello stesso, l'efficienza e le tempistiche di trasformazione dalla materia prima al prodotto sintetizzato.

A tale scopo si ritiene utile analizzare brevemente in questo paragrafo quali sono le caratteristiche delle varie tipologie di gassificatori per cercare di determinare quello che offre più vantaggi nella gassificazione di biomassa a seconda della taglia della materia prima alimentata e di quella dell'impianto utilizzatore.

Il gassificatore è un reattore chimico in cui avvengono le reazioni di conversione del carbonio solido in syngas. Ad esso sono alimentati:

- combustibile (carbone bituminoso, scarti di raffineria, biomasse, RSU...)
- comburente (aria, ossigeno con grado di purezza del 95% circa)
- agente gassificante o moderatore di temperatura (H₂O liquida, vapore)

Le tecnologie attualmente commercializzate di gassificatori sono classificabili in 3 macrofamiglie

1. Gassificatori a letto fisso
2. Gassificatori a letto fluido
3. Gassificatori a letto trascinato

È bene fin da subito precisare che solo le prime due tipologie si prestano alla gassificazione della biomassa. I gassificatori a letto trascinato richiedono una pezzatura del combustibile alimentato talmente fine da non essere facilmente raggiungibile da materiali a natura fibrosa come legno e simili. Tale tecnologia verrà quindi trascurata in questa analisi.

4.4.1 I gassificatori a letto fisso

I gassificatori a letto mobile (anche denominati a *letto fisso*) sono caratterizzati da una carica combustibile che si muove lentamente verso il basso per gravità. Data la semplicità costruttiva e di funzionamento, il letto fisso è la tipologia di gassificatore più usata e collaudata. Trova tradizionalmente impiego in impianti di media taglia adattandosi bene a combustibili di granulometria varia (da particelle grandi a medie). Il funzionamento può avvenire sia in continuo che con un'alimentazione di funzionamento di tipo "batch", ovvero con alimentazione discontinua del combu-

stibile. In quest'ultimo caso sono richieste speciali doppie valvole di tenuta per mantenere pressurizzato il gassificatore, e ciò ne limita la potenzialità massima. Questo aspetto non è tuttavia rilevante nel caso in cui venga alimentata biomassa poiché è prassi comune operare a pressione atmosferica, con le limitazioni sulla capacità massima che ne conseguono.

Diventa invece importante il comportamento del gassificatore in termini di produzione di catrami (tars). Il miscelamento fra i reagenti è poco efficace ma può essere migliorato aumentando il grado di vuoto all'interno del reattore. Ciò è ottenibile aumentando la pezzatura del combustibile alimentato. Bisogna quindi mediare fra i vantaggi che comporta un aumento del miscelamento e la diminuzione del rapporto superficie attiva-volume sul CGE¹⁵.

La gassificazione in un reattore a letto mobile è un processo continuo che produce un gas di sintesi a basso potere calorifico – indicativamente 6,5 MJ/Kg (carbone), 3,4 MJ/Kg (biomassa legnosa) – poiché composto da una parte significativa (≈50%) di azoto.

I gassificatori a letto fisso prevedono configurazioni differenti che possono essere classificate in base al moto relativo tra combustibile e ossidante:

-Updraft –detto anche a tiraggio superiore o controcorrente- in cui l'ossidante e il moderatore sono alimentati dal basso e compiono un percorso a salire, mentre il combustibile compie il tragitto inverso dal top side al bottom side del reattore (Figura 4.9). Per rispettare la semplicità che contraddistingue questa soluzione l'ossidante è sempre aria: il rendimento di gassificazione si mantiene tuttavia elevato in quanto il preriscaldamento della biomassa consente una temperatura dei reagenti nella fase di riduzione piuttosto elevata; inoltre la quantità di ossidante necessaria è limitata e la quantità di calore ceduta per riscaldare l'azoto è marginale rispetto al bilancio termico globale.

Il syngas caldo, nel suo processo ascendente, preriscalda i reagenti del processo di pirolisi, è responsabile dell'essiccamento della biomassa ed infine viene estratto nella parte alta del reattore. Il char che si forma, invece, si sposta per gravità verso la parte inferiore del reattore per essere gassificato mentre i vapori di pirolisi sono trascinati verso l'alto dal gas di sintesi. In questo modo, il catrame (tar) contenuto nei suddetti vapori può essere condensato entrando in contatto con il combustibile solido discendente a più bassa temperatura, oppure trascinato verso l'alto insieme al gas caldo di sintesi. La quota parte dei composti organici condensabili che viene portata via con il riformato prima di giungere nella zona di ossidazione, e quindi di essere crackizzata, conferisce al syngas un contenuto tipicamente alto di tar. Questo rappresenta un problema quando le temperature diminuiscono e il tar condensa: intasamento di valvole e/o iniettori, nei motori a combustione interna, o sporcamento e incrostazioni delle pale nelle turbine comportano un più rapido decadimento delle

¹⁵ Cold gas efficiency, o rendimento di gassificazione, è il rapporto tra la potenza ideale del syngas prodotto e quella del combustibile alimentato.

prestazioni e un aumento dei costi di manutenzione inaccettabili che, di fatto, obbligano a un processo di purificazione del syngas. Al contrario, se le modalità di utilizzo del syngas sono compatibili con un prodotto meno raffinato che tollera la presenza di tar, caratterizzato da un alto potere calorifico, il suo alto tenore rappresenta un vantaggio dimostrato da una CGE più elevata.

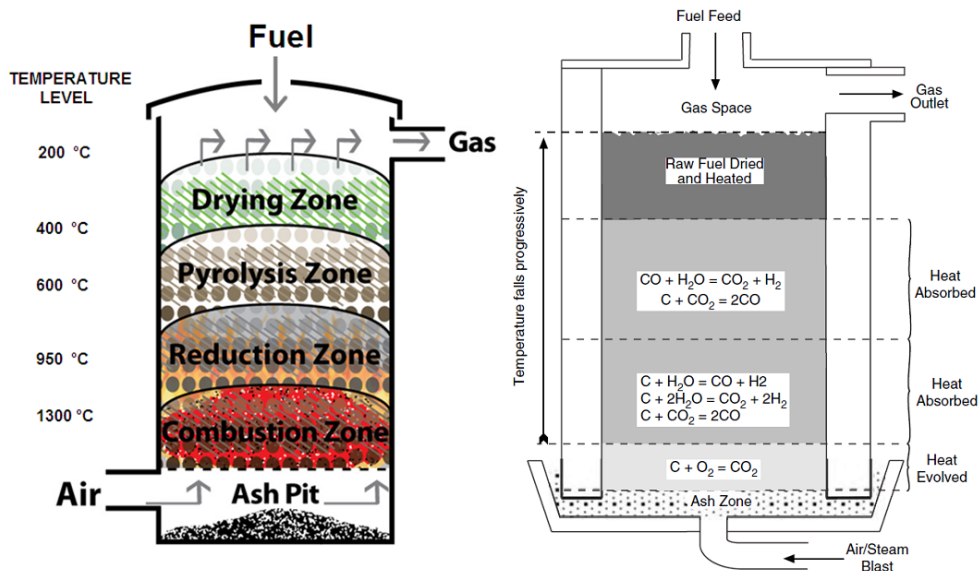


Figura 4.9 - Gassificatore a letto fisso UPDRAFT [30]

La frazione di tar condensata viene riciclata verso le zone di reazione, dove subisce il processo di cracking dando luogo a gas combustibile e char¹⁶. Nella parte bassa del reattore il char solido ed i prodotti del cracking sono parzialmente ossidati dall'ossidante (aria od ossigeno) ascendente.

Per operare al meglio il processo di conversione descritto alle temperature tipiche citate servono tempi di residenza¹⁷ elevati, dell'ordine di decine di minuti.

Per aumentare il contenuto di idrogeno del gas di sintesi è possibile aggiungere vapore.

Le alte temperature (1200-1300°C) che si raggiungono nella zona di ossidazione sono nettamente superiori a quelle di fusione delle ceneri, differenti da biomassa a biomassa, ma dell'ordine dei 900°C. Le condizioni descritte permettono alle ceneri di fondere e raggiungere una malleabilità tale da farle agglomerare (*slag*) durante la

¹⁶ Char: agglomerato di natura complessa, costituito principalmente da carbonio, ceneri, composti zolfo e idrocarburi volatili. Tale residuo carbonioso, estremamente deidrogenato, non è più in grado di rilasciare composti volatili per cui il suo consumo avviene per ossidazione, favorita dall'alta porosità che lo contraddistingue (grado di vuoto anche 90%).

¹⁷ Si definisce il tempo di residenza "τ" come il rapporto fra il volume del gassificatore e la portata volumetrica alimentata. È il tempo di residenza della carica nel reattore ed è funzione della cinetica del processo, ovvero è una funzione della temperatura di reazione secondo la legge di Arrhenius.

caduta verso la griglia di raccolta posta sul fondo del reattore. Qui l'aria in ingresso consente temperature più basse per cui le ceneri risolidificano in un composto "vetrificato", inerte o poco tossico, facilmente smaltibile.

Le applicazioni tipiche sono le piccole taglie (1-5 MW elettrici).

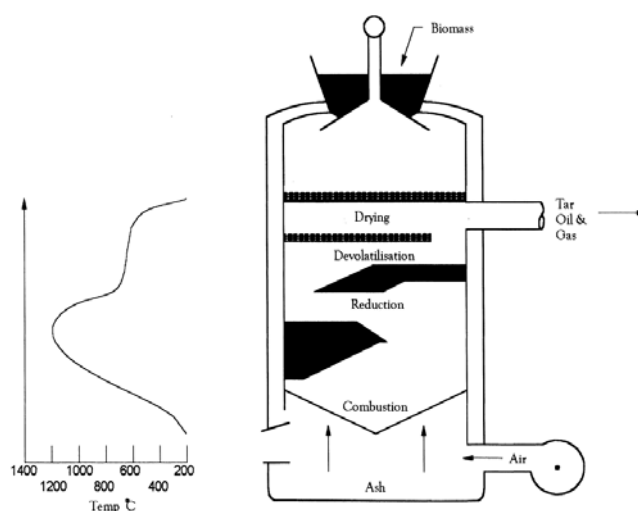


Figura 4.10 - Schematizzazione di un gassificatore UPDRAFT e profilo termico [31]

-Downdraft -detto a tiraggio inferiore o equicorrente (Figura 4.11)- in cui sia l'ossidante che il combustibile, alimentati entrambi dall'alto, scendono verso la parte inferiore del gassificatore, attraverso un letto di solidi a pacco, e il syngas viene estratto nella metà più bassa del reattore. Questi ultimi sono supportati da una strizione del reattore detta gola che delimita la zona dove avviene la maggior parte delle reazioni di gassificazione.

L'ossidante può essere introdotto in un unico condotto centrale oppure da molteplici aperture subito sopra la gola. Nell'intorno dell'ingresso dell'aria avviene una combustione parziale esotermica, con temperatura compresa tra i 1000 ed i 1300 °C. Il calore prodotto nella zona di combustione è usato per asciugare la biomassa nella zona sopra l'alimentazione dell'aria e per sostenere entalpicamente le reazioni endotermiche di riduzione.

Nella zona immediatamente superiore all'entrata dell'aria sulla biomassa s'innescano le reazioni di pirolisi. I prodotti vengono finemente miscelati -a causa della presenza della gola che instaura un moto tipicamente turbolento ad alta temperatura- e quindi forzati a passare nella zona di combustione parziale; è qui favorito il cracking termico del tar che lo decompone in prodotti più leggeri. La particolare configurazione di questo reattore consente quindi di minimizzare la percentuale di tar nel gas prodotto, poiché anche i gas umidi della pirolisi vengono crackizzati, rendendo necessario un processo di depurazione meno spinto. I tempi di residenza tipici di questo reattore sono nell'ordine di ore, mentre la velocità di riscaldamento nell'ordine di alcuni °C/s.

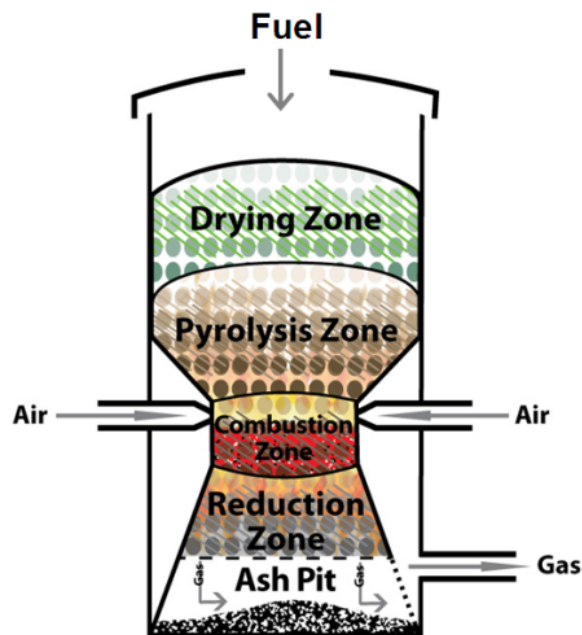


Figura 4.11 - Gassificatore a letto fisso DOWNDRAFT

Il syngas è estratto a temperature superiori rispetto al precedente caso “controcorrente” e ciò ha un effetto peggiorativo sulla CGE.

I gassificatori di questo tipo sono:

- relativamente semplici;
 - molto affidabili poiché, essendo molto impiegati, è disponibile anche una documentazione relativamente ampia sul loro funzionamento;
 - a basso tenore di tar nel gas di sintesi, quindi si prestano bene ad essere usati per la produzione di energia elettrica di piccola taglia con motori a combustione interna
- Si adattano bene a combustibili con umidità relativamente bassa (<30%) e di pezzatura compresa tra 1-3 cm. Tale limite è piuttosto stringente ed impone un limite superiore alla portata di biomassa intorno ai 1000 kg/h e conseguentemente alla potenza elettrica installata che non può conseguentemente superare il MW.

È oggi la tecnologia più largamente usata per impianti di piccola taglia.

La biomassa è apportata in continuo e la sua introduzione nel reattore attraverso una valvola a stella che garantisce al contempo la tenuta pneumatica. Il livello del letto è mantenuto entro un valore fissato da un sensore che governa detta “valvola a stella”.

Il syngas prodotto è invece estratto dalla parte inferiore sotto una griglia che lo separa dalla parte solida di scarto (ceneri) attraverso un condotto aspirante. L’estrattore è mosso da un motore alimentato dal gas stesso e la continua rimozione del gas genera la depressione che rende possibile aspirare l’aria all’interno del letto.

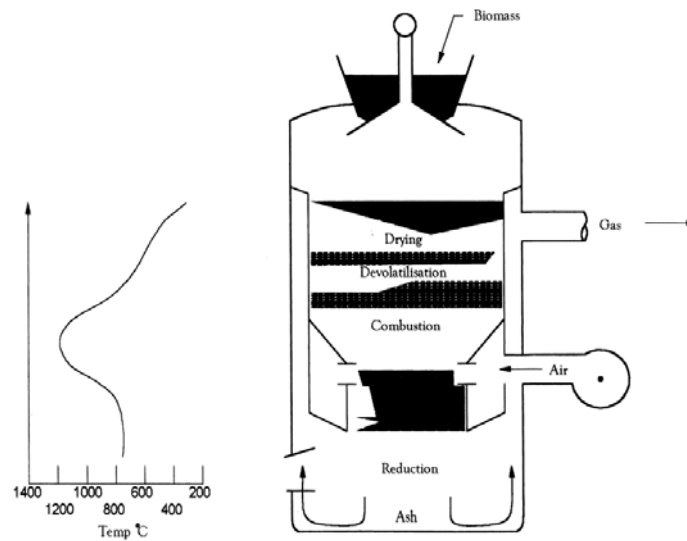


Figura 4.12 - Schematizzazione di un gassificatore DOWNDRAFT e profilo termico [31]

Si può prendere per buona, in linea generale, la seguente convenzione: la gassificazione di biomasse con umidità residue fino al 20 – 25% viene effettuata con gassificatori a tiraggio inferiore producendo un gas avente un basso tenore in condensati e catrami in quanto i prodotti pesanti, generati nella zona di pirolisi, vengono crakizzati transitando nella sottostante zona di combustione, semplificando così le operazioni di pulizia del gas e di manutenzione degli apparecchi. Per gassificare biomasse più umide sino ad oltre il 40% di umidità residua vengono impiegati gassificatori a tiraggio superiore eliminando le strizioni mobili di materiale refrattario, invertendo l'ingresso dell'aria ed estraendo il gas da un'uscita predisposta alla sommità del sistema.

Il problema che l'innovazione intende risolvere è la possibilità di gassificare biomasse con concentrazioni di umidità residue variabili dallo 0 % al 40 % in peso, utilizzando un unico reattore di gassificazione, predisposto a piccole e rapide modifiche nelle modalità operative. L'innovazione che si descrive è un reattore di gassificazione a letto fisso che può funzionare in modalità di tiraggio sia inferiore sia superiore e da questa idea sono nati i *Crossdraft*, o gassificatori a flussi incrociati, (Figura 4.13) in cui il combustibile è movimentato sempre per gravità verso la parte inferiore mentre l'ossidante è immesso trasversalmente e alla stessa quota, ma dal lato opposto è estratto il riformato.

Tale configurazione è molto flessibile per cui può essere sviluppata anche per taglie molto piccole, fino a $10 \text{ kW}_{\text{TH}}$, poiché l'efficienza è in questo caso inversa alla taglia. La zona di combustione è limitata, le temperature che si raggiungono sono elevate, prossime ai 2000° C , e ciò permette avviamenti molto rapidi così come pressochè immediate sono le risposte alla variazione del carico. Ciò è possibile per la limitata regione di combustione e si paga con elevate perdite termiche (bassa efficienza

energetica) e con tempi di residenza troppo esigui per permettere una completa conversione dei tar in idrocarburi leggeri. Ne consegue ancora una volta un alto tenore di tar nel syngas, con conseguente necessità di utilizzare un combustibile di buona qualità.

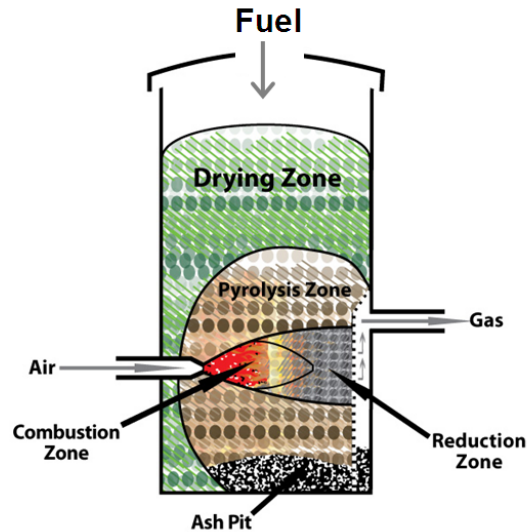


Figura 4.13 - Gassificatore a letto fisso *CROSS CURRENT*

Il sistema di trattamento gas può essere anche molto semplice limitandosi a filtri o cicloni.

Riassumendo, le caratteristiche dei reattori a letto fisso sono schematizzate in Tabella 4.3.

LETTTO FISSO	TIRAGGIO	T_{REAZ}	$T_{OUT SY}$	TAR	PARTICOLATO	PORTATA massima input	Pezzatura PELLETTI	Campo di POTENZE
		[°C]	[°C]	[mg/Nm ³]	[mg/Nm ³]	[t/h]	[cm]	[MWel]
DOWNDRAFT		1000	800	MODESTO (50÷500)	MODESTO (100÷8000)	0,5	1 ÷ 10	0,1 ÷ 1
UPDRAFT		1000	850	MOLTO ALTO (10 ⁴ ÷10 ⁵)	BASSO (100÷1000)	10	0.5 ÷ 5	1 ÷ 10
CROSS CURRENT		900	900	ALTO (60÷600)	MODESTO (100÷8000)	1	1 ÷ 10	0,1 ÷ 2

Tabella 4.3 - Riassunto caratteristiche gassificatori a letto fisso

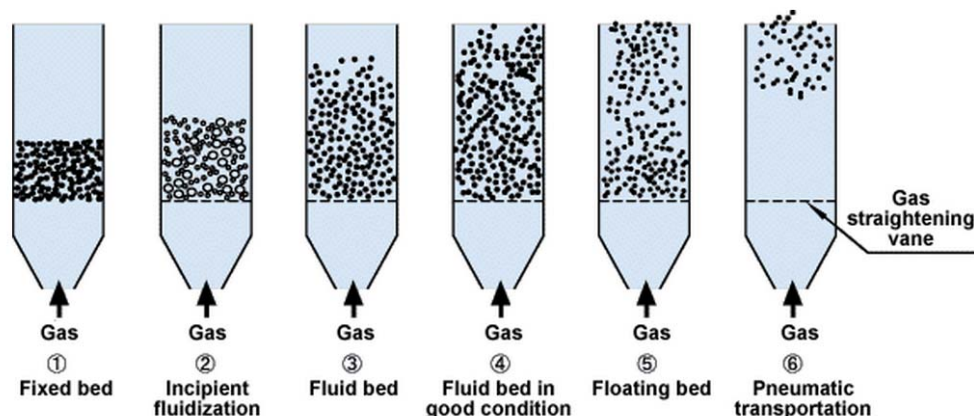


Figura 4.14 - Schematizzazione del regime di moto delle particelle in reattori continui [32]

4.4.2 I gassificatori a letto fluido

Nei gassificatori a letto fluido un sistema -costituito da combustibile solido, ossidante e una sostanza inerte¹⁸ (ove richiesta)- non solidale al reattore è mantenuto in sospensione o circolato all'interno del reattore stesso.

Diverse configurazioni di reattori a letto fluido sono commercialmente mature.

Si parla di letto fluido stazionario (o fluido bollente) a basse velocità dei gas, quando vi è una distinzione netta tra la fase densa (o letto) e quella gassosa: aumentando la velocità del fluido (aria o ossigeno) insufflato si giunge alla condizione detta di “minima fluidizzazione” cioè quella in cui il peso delle particelle solide è compensato dalla forza di frizione fra il gas e le particelle stesse. Alle velocità massime permesse, le particelle che costituiscono il letto sono movimentate completamente dal gas formando una fase unica e continua in quello che viene definito un “trasporto pneumatico completo”. Tra le due configurazioni se ne può identificare una intermedia, il letto fluido circolante, quando è massima la differenza di velocità fra gas e fase densa (slip velocity): una schematizzazione del concetto è fornita in Figura 4.15. L'agente gassificante (aria, ossigeno o vapore a seconda dei casi) ricopre dunque entrambe le funzioni di reagente e di fluidizzatore.

La velocità dei gas è superiore rispetto alla tecnologia precedente e la movimentazione contestuale della fase densa favorisce una continua miscelazione fra il feed e l'ossidante, presupposto per uno scambio di calore e di massa notevolmente più efficiente rispetto al letto fisso. L'efficace miscelamento dei reagenti assicura una distribuzione omogenea di massa all'interno del letto comportando due aspetti tra di loro contrastanti: il vantaggio di una più alta capacità di conversione da una parte, lo svantaggio di reagenti solo parzialmente reagiti e inevitabilmente rimossi insieme alle

¹⁸ Generalmente viene utilizzata della sabbia silicea o le stesse ceneri prodotte dal feed alimentato.

ceneri o al syngas dall'altra parte. In ogni caso le velocità di conversione sono significativamente maggiori rispetto al caso di letto fisso.

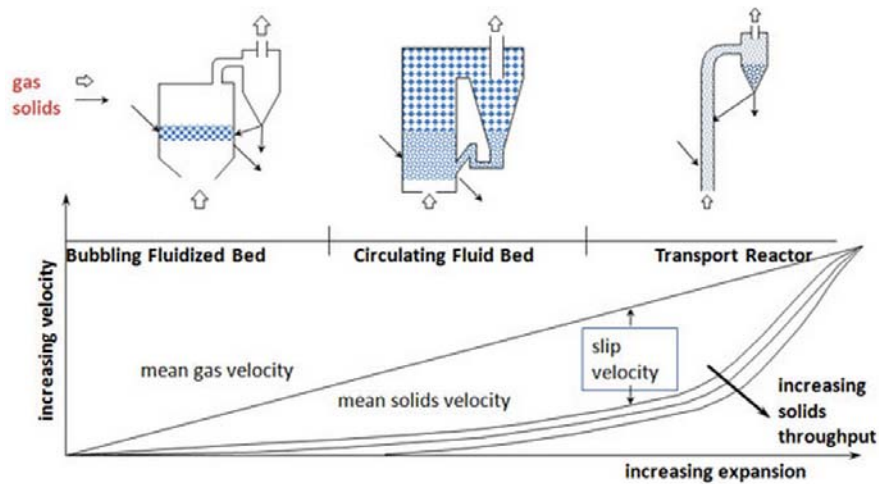


Figura 4.15 - Regimi di velocità gas-solido nei reattori a letto fluido (Greil and Hirschfelder, 1998) [33]

I reattori a letti fluidi vedono temperature operative di poco inferiori al punto di fusione delle ceneri, ovvero circa 950-1100°C per il carbone e 850-900°C per la biomassa legnosa. Ciò si rende necessario per evitare che le ceneri diano origine ad agglomerati (ash slag) che si depositano per gravità sul fondo del reattore disturbandone il normale funzionamento e rendendo problematica la loro rimozione. In queste condizioni la produzione di tar è favorita, per cui il gas di sintesi conterrà un alto tenore di volatili come conseguenza di un riscaldamento lento del combustibile.

Date le basse temperature, per mantenere una buona resa e un processo veloce, è uso comune utilizzare, nei letti fluidi, combustibili altamente reattivi da cui si ottengono ceneri anidre.

Tale tecnologia si rivela quindi indicata quando vengono processati combustibili particolarmente soggetti a formare ceneri con alto tenore di specie corrosive (come alcune biomasse) e quindi potenzialmente pericolose per l'integrità strutturale del reattore e delle tubazioni ad esso connesse.

Rispetto alla tecnologia precedente, il letto fluido è meno flessibile riguardo la pezzatura del combustibile: feed troppo fini tendono ad essere parzialmente asportati dal syngas ed è pertanto necessario prevedere a valle della zona di reazione un ciclone che separi la fase gas da quella solida e che ricicli quest'ultima nuovamente all'interno del gassificatore.

Le configurazioni dei gassificatori a letto fluido sono molteplici e la discriminante è da ricercare nella velocità di fluidizzazione della fase gassosa attraverso quella solida costituita dalla specie inerte - generalmente una sabbia silicea - che favorisce lo scambio termico all'interno del letto.

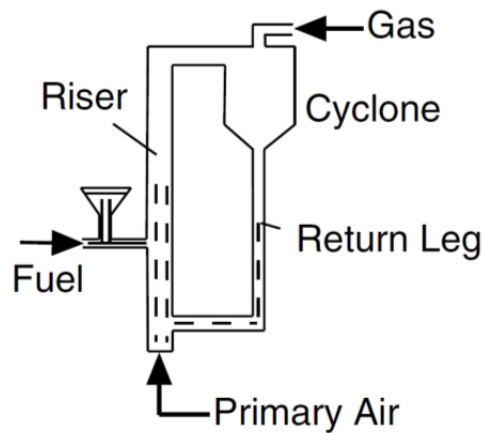


Figura 4.16 - Gassificatore a letto fluido

Da velocità di fluidizzazione molto piccole (0,7-0,8 m/s), andando a crescere, le differenti configurazioni prendono il nome di:

- Gassificatore a “letto fluido bollente” (BFB - Boiling Fluidized Bed) in cui il contenuto solido del reattore è mantenuto in sospensione dalla fase gassosa che ha una velocità compresa tra 0.7 e 1.5 m/s. A queste velocità la quantità di particelle trascinate via dai fumi è contenuta. È flessibile nella tipologia del combustibile alimentato, sia come composizione che dal punto di vista delle dimensioni (l'importante è che vi sia uniformità soprattutto sulle dimensioni così da correggere la velocità del gas e mantenere una corretta fluidizzazione del letto). Le basse temperature di reazione, limitate dalla temperatura di fusione delle ceneri, che comportano una cinetica lenta unita al basso tempo di residenza, comporta una scarsa efficienza di conversione: il carbonio fisso non reagito è compreso fra i 5-10%, che finisce nelle ceneri ed è quindi perso. La qualità del prodotto sintetizzato è tuttavia garantita dall'utilizzo, ove necessario, di catalizzatori opportuni, in funzione della materia processata, per mantenere nei limiti delle specifiche tar e composizione.

Si sottolinea in ultimo la possibilità di alimentare in questo tipo di reattore, specie per combustibili ad alto tenore di zolfo come il carbone, dei sorbenti a base di calcio, così da operare in contemporanea alla gassificazione anche una desolforazione; il solfato di calcio che si origina ha peso elevato per cui non viene estratto con il syngas, ma precipita sul fondo insieme alle ceneri.

- Gassificatore a “letto fluido veloce” in cui le temperature di reazione si mantengono simili a quelle nel caso di reattore BFB (intorno agli 850 °C) ma le più alte velocità di fluidizzazione, unitamente a pezzature del combustibile inferiori (generalmente inferiori al centimetro), permettono una capacità massima processata circa doppia rispetto al caso a letto bollente. Il tenore di tar nel syngas prodotto cala ma aumenta il particolato, perché crescono le particelle di inerte o di catalizzatore asportato dal syngas.

- Gassificatore “a letto fluido circolante” (CFB - Circulating Fluidized Beds) in cui la miscela bifase gas-solido non è stratificata in maniera netta ma presenta –all’interno di un reattore a colonna detto “raiser”- un progressivo incremento della fase gassosa salendo verso l’alto.

La velocità di fluidizzazione è più elevata dei casi precedenti (4-7 m/s) per cui la granulometria delle particelle deve ridursi affinché la conversione avvenga con tempistiche minori. Il letto che ne deriva è poco compatto senza una forma definita per cui spazia all'interno della caldaia, occupando dimensioni nettamente superiori rispetto alle tecnologie precedenti.

Il processo di filtraggio dei fumi cresce d’importanza e dev’essere progettato non solo per rispettare le specifiche sul prodotto finale -il particolato nel syngas prodotto raggiunge anche 10^5 mg/Nm³- ma soprattutto in modo tale da recuperare e reinserire il materiale solido che, trasportato dal gas, tenta di fuoriuscire dal reattore.

Tale soluzione annovera tra i suoi pregi bassi tempi di residenza, eccellenti performance di scambio termico e buoni livelli di conversione. Buona è anche la compattezza, in virtù della maggiore velocità di attraversamento e dei minori problemi dovuti allo scambio termico, visto che quest'ultimo avviene fuori dalla zona di combustione. Tale sistema ha anche il pregio di permettere una certa flessibilità per quelle che possono essere le variazioni di carico, d'altra parte l’onere impiantistico e la progettazione sono maggiori.

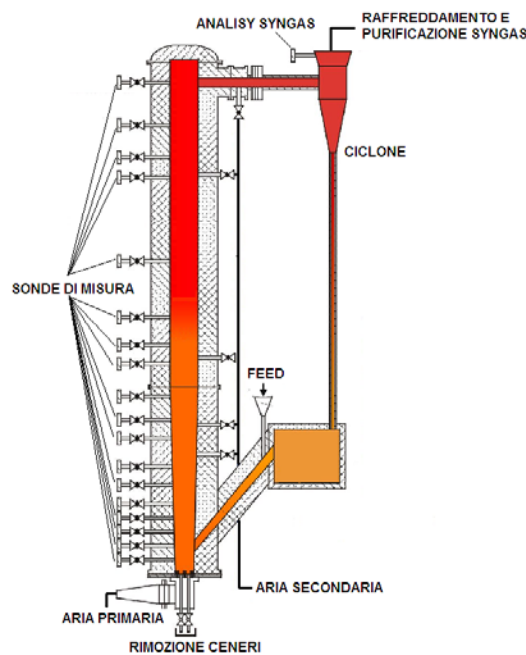


Figura 4.17 - Schema generale del reattore a letto fluido circolante (CFB)

Le alte velocità del fluido interno comportano una maggiore spesa energetica per alimentare il sistema di compressione poiché le perdite di pressione, proporzionali

alla velocità di movimentazione del flusso, crescono significativamente, tanto da portare all'erosione delle pareti interne della struttura stessa e conseguentemente a più frequenti fermati a scopo manutentivo. Questo permette numerose operazioni di pulizia dei canali di passaggio, specie di quelli a sezioni ridotte o con curve strette, così da evitare ostruzioni o problemi di sporcamento durante il normale esercizio

- Gassificatori "a letto fluido pressurizzato" (PFB – Pressurized Fluidized Beds) in cui il combustibile è convertito in un reattore non a pressione ambiente ma tipicamente tra i 20 e gli 80 bar, rendendo così comodo abbinare direttamente lo scarico del syngas alle condutture per il trasporto. Trovano principale applicazione in centrali a ciclo combinato dove è richiesta un'alta densità di potenza e, al contempo, sono affrontabili i costi per realizzarne la complessa struttura (necessaria visto l'alto livello di sollecitazioni). I costi d'investimento iniziale rendono remunerativa l'installazione a partire da potenze nominali di 30-50 MW_{el}.

Particolarmente complesso è il sistema a coclea di alimentazione del combustibile in un ambiente in pressione. Per contro il syngas prodotto è già alla pressione d'immissione in turbina e il lavaggio con acqua (scrubbing) può essere fatto a caldo per cui le perdite termiche vengono molto limitate; le sole perdite energetiche sono dunque quelle legate alla compressione del gas inerte per l'alimentazione. Inoltre le specifiche del syngas sono meno severe tollerando un più alto tenore di tar.

Praticamente qualunque carica solida (purché macinata finemente, ovvero <100 mm), liquida (purché pompabile) o gassosa può alimentare questo tipo di gassificatore.

LETTO FLUIDO	Tecnologia	T _{REAZ}	T _{SYN}	TAR	PARTICOLATO	Capacità MAX	Pezzatura PELLET	Campo di POTENZE
		[°C]	[°C]	[mg/Nm ³]	[mg/Nm ³]	[t/h]	[cm]	[MW _{el}]
	Letto fluido VELOCE	850	850	BASSO	MOLTO ALTO	20	< 1	2 ÷ 50
	Letto CIRCOLANTE	850	850	BASSO	MOLTO ALTO (5 10 ⁴ ÷ 10 ⁵)	20	< 1	2 ÷ 100
	Letto TRASCINATO ¹⁹	1000	1000	MEDIO (10 ⁴ ÷ 8 10 ⁴)	MOLTO ALTO	20	< 0,2	5 ÷ 100

Tabella 4.4 - Caratteristiche dei reattori a letto fluido

¹⁹ In tabella si è scelto di fornire i valori anche del gassificatore a letto trascinato sia per un confronto più completo con le tecnologie proposte sia perché da alcuni autori è considerato come una delle possibili configurazioni di letto fluido.

4.4.3 Linee di ricerca e stato dell'arte

È indubbio che i fondi privati delle multinazionali dell'energia siano in larga parte destinati alla ricerca sulla gassificazione del polverino di carbone e tuttavia, in parallelo a ciò, sono numerose le Università e gli istituti di ricerca impiegati nello sviluppo delle tecnologie che compongono la gassificazione delle biomasse [34].

Gli obiettivi della ricerca sono suddivisibili in due aree d'interesse:

- Lo studio del processo termochimico per migliorare l'efficienza di conversione, la composizione e il potere calorifico del riformato per differenti tipologie di biomasse; in tale prospettiva rientrano anche le ricerche per nuove configurazioni reattoristiche sempre più complesse.
- L'adozione di soluzioni impiantistiche innovative per la fase di depurazione del gas di sintesi.

Nell'ultimo decennio la tendenza di sviluppo si è orientata verso una modulazione del processo di gassificazione poiché gli esperimenti in impianti pilota han permesso di notare che tale soluzione è in grado di ridurre significativamente la formazione di sostanze nocive. È quindi possibile affermare che, per impianti di taglia medio-alta²⁰, i sistemi modulari rappresentano una nuova generazione di gassificatori a letto fisso.

Il modello di riferimento in tale campo è rappresentato dall'impianto pilota realizzato dalla DTU University (DK) comprendente appunto due differenti stadi, fisicamente distinti, per la fase di pirolisi e per quella di gassificazione.

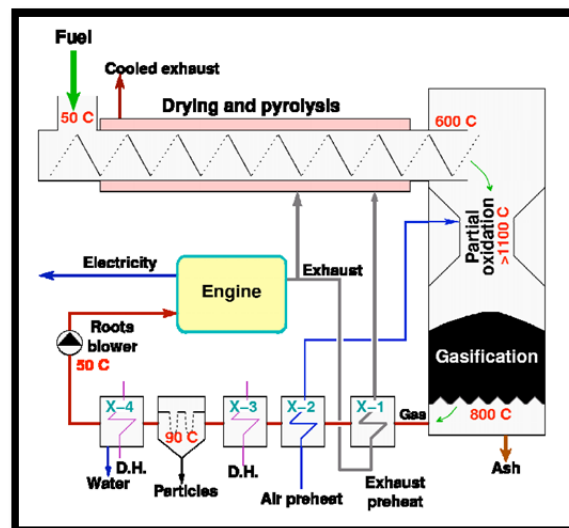


Figura 4.18 - The Viking gasifier

²⁰ La complessità e il maggior ingombro che comporta un sistema modulare rispetto ad un monoreattore tradizionale ne sconsigliano l'uso per le taglie più piccole. Come limite indicativo si può considerare la taglia di 250 kW_{el} quale discriminante per rendere conveniente una soluzione modulare.

Il progetto, denominato Viking (schema in Figura 4.18), è caratterizzato da una produzione di acqua di processo nulla e il syngas prodotto ha un contenuto di tar molto basso, ridotto da 25 a meno di 5 mg/Nm³ [35]. Oltre a ciò l'impianto è stato progettato per essere completamente automatizzato, funzionando ininterrottamente nell'arco delle 24h mentre l'intervento umano è richiesto per la regolazione del feed in ingresso con cadenza di 2-3 giorni. Il Viking, miro-impianto da 75 kW, è in grado di produrre 37,1 m³/h di syngas con un PCI di 5.6 MJ/Nm³.

Un'altra soluzione per l'integrazione della biomassa nella rete di produzione elettrica, più immediata e prontamente percorribile, è la così detta "co-firing indiretta". Essa consta nell'affiancare in impianti di grossa taglia alimentati a polverino di carbone, o più raramente a gas naturale, dei gassificatori di biomassa che vanno a sfruttare apparecchiature già esistenti e godono dei vantaggi riconducibili all'effetto di taglia, quindi con un'efficienza maggiore. La quota parte di combustibile fossile sostituibile con syngas da biomassa è una variabile progettuale.

I vantaggi derivanti da tale scelta sono principalmente di carattere ambientale poiché si osservano, anche per pochi punti percentuali di syngas a sostituire il combustibile fossile, minori formazioni di inquinanti quali soprattutto SO_x e NO_x. Gli impedimenti che ne ostacolano una maggiore diffusione sono legati sostanzialmente alla fase di purificazione del gas e di smaltimento dell'acqua di processo [34].

Tra gli impianti di cofiring indiretta già completati e funzionanti vi sono quelli di Lahti in Finlandia (Figura 4.19) e quello di Zeltweg in Austria con opposti destini.

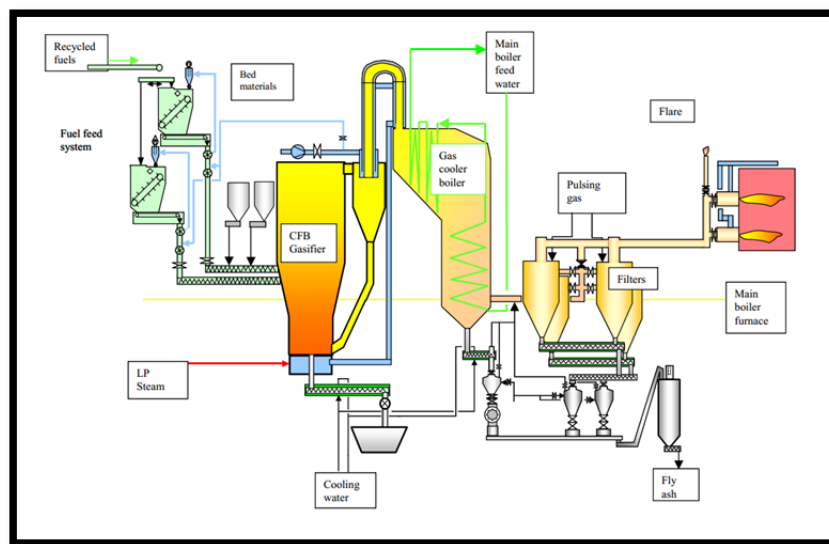


Figura 4.19 - Schema del gassificatore Foster Wheeler presente a Lathi, Finlandia [36]

Il primo è un gassificatore CFB (60 MW_{th}) accostato nel 1997 ad un impianto cogenerativo a polverino di carbone (240 MW_{th}) e la generazione di syngas

sostituisce circa il 15% del carbone utilizzato permettendo di evitare 110000 t/anno di emissioni di CO₂. Il wood gas alimenta una coppia di bruciatori per cui non si rende necessario il processo di purificazione; test a distanza di anni dalla data di inizio esercizio hanno permesso di escludere fenomeni corrosivi sulle superfici di scambio. Margini di miglioramento sono possibili in quanto la biomassa trattata finora, dal cippato, alla segatura finanche a derivati da rifiuti, hanno mantenuto elevata l'umidità media (oltre il 55%) con conseguenti ripercussioni sul PCI che si attesta su valori limitati (1.6-3.2 MJ/Nm³). Gli effetti dell'introduzione del CFB sono stati una riduzione di particolato, SO_x e NO_x a fronte di un aumento di HCl.

L'impianto di Zeltweg, in Austria, è anch'esso un gassificatore CFB che converte biomassa (umidità compresa tra in 40-50%) in gas di sintesi che viene bruciato in caldaia. Nato all'interno del progetto BioCoComb dell'UE, co-finanziatrice assieme ad alcuni soggetti privati tra cui l'italiana Enel, il syngas, prodotto dalla gassificazione della biomassa, è inviato in una caldaia appositamente progettata per bruciarlo insieme al polverino di carbone. In funzionamento nominale il wood gas sostituisce circa il 3% di carbone e il calore prodotto è in grado di alimentare una turbina da circa 135 MW_{el}.

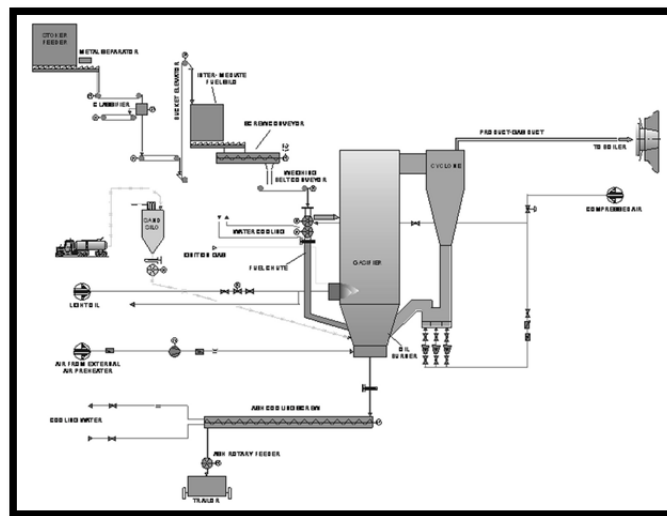


Figura 4.20 - BioCoComb biomass gasification project, Zeltweg Power Station, Austria [37]

Le emissioni di CO₂ e CO non hanno subito alterazioni degne di nota dalla messa in esercizio del CFB, diversamente dagli NO_x che si sono notevolmente ridotti. I problemi tecnici di maggiore entità sono quelli riscontrati alle valvole nel sistema di alimentazione della biomassa e alla regolazione del nastro di pesatura. Di maggior peso sono stati invece i problemi economici che hanno portato alla chiusura dell'impianto dopo 5 anni di attività.

Commercialmente immaturi sono gli impianti IGCC alimentati a biomassa. Alcuni impianti pilota di potenza nominale inferiore ai 10 ME_{el} sono stati realizzati in Svezia (Vänamo), Italia (Chianti) e Regno Unito (Arbre) mostrando tutti i limiti di tale tecnologia ancora non competitiva. Basato sul principio degli IGCC a carbone questo genere d'impianto è costituito da un reattore a letto fluido circolante, un impianto di depurazione del syngas e dal ciclo di potenza vero e proprio. Le criticità sono da ricercarsi nella limitata taglia d'impianto che non giustifica un ASU (l'agente gassificante è aria) comportando un prodotto a basso potere calorifico. L'impianto di depurazione e la necessità di riprogettare la turbina per operare con gas di sintesi rendono eccessivamente oneroso l'investimento iniziale.

Altro filone di ricerca è lo studio di soluzioni innovative, più economiche ed efficaci, per quel che riguarda le tecnologie di depurazione. Sintetizzare un gas a basso contenuto di tar e sostanze nocive ha effetti benefici sulla vita utile del gassificatore e rende, nell'economia del processo, meno importante la fase di purificazione in termini di investimento, esercizio e manutenzione. L'obiettivo di redditività dell'impianto è dunque più facile da raggiungere e aumentano le possibilità di realizzazione oltre a rendere possibile una più ampia gamma di combustibili utilizzabili per umidità, pezzatura, porosità, ecc.

Numerosi test hanno dimostrato l'affidabilità della "depurazione ad umido" del syngas, ampiamente collaudata. Si tratta però di una soluzione che non permette di essere pienamente soddisfatti poiché il problema delle sostanze inquinanti viene spostato dal syngas all'acqua di processo, inevitabile scoria del procedimento di purificazione e per la quale un sistema efficace di pulizia non è stato ancora messo a punto.

Attualmente sono al collaudo, su impianti pilota, sistemi di depurazione a secco; il Nord Europa è all'avanguardia in questo campo. Una società olandese, la Kara - partner Shell-, ha messo in esercizio un impianto privo di dispositivi di depurazione umida. L'Istituto di Ricerca Olandese (ECN) ha brevettato OLGa, una tecnologia di rimozione del tar ad opera di un olio ottenendo ottimi risultati e aprendo la strada ad una fase commerciale [34].

Altre ricerche mirano a prevenire la formazione di tar e inquinanti in genere già all'interno del reattore:

- ampliando la regione di ossidazione, cioè quella di alta temperatura si aumenta sia la qualità del syngas che il potenziale della separazione dei catrami;
- separando, a livello di impiantistico, la fase di pirolisi dalla fase di ossidazione parziale e della riduzione si interviene sui meccanismi che regolano la formazione di tar primario.

A riprova dell'importanza di tali indagini e dell'impegno che molti istituti di ricerca hanno messo e mettono tuttora nello sviluppo di queste tecnologie si è giunti alla stesura di quella che è la prima prova di un protocollo unitario di misura dei tar. Scopo di tale documento "Standard for sampling and analysis of tar and particles in biomass producer gas" è costituire una regolamentazione base per l'analisi obiettiva

di inquinanti presenti nei syngas²¹ e fornire una guida omogenea alla classificazione delle tecnologie di abbattimento [34]. Le procedure in esso contenute per il prelievo e l'analisi dei campioni di contaminanti coprono la maggior parte delle tecnologie di gassificatori e variano in funzione delle condizioni operative e del range di concentrazione.

²¹ Per ulteriori approfondimenti si rimanda a “Guideline for Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases (Version 3.3)” consultabile anche direttamente dal web <http://www.eeci.net/results/pdf/guideline-3.3-v2.pdf>

BIBLIOGRAFIA – Capitolo 4

- [1] C. Di Blasi, «Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis» *Prog Energy Combust Sci* , 2008.
- [2] C. D. Blasi, «Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars» *Elsevier*, 2009.
- [3] A. MJ., «A review of the vapor phase pyrolysis of biomass derived volatile matter» *Elsevier*, vol. *Fundamentals of biomass thermochemical conversion.*, p. 511–37, 1985.
- [4] Boroson ML, «Products yields and kinetics from the vapor phase cracking of wood pyrolysis tars» *AIChE J*, vol. 8, p. 35:120, 1989.
- [5] Boroson ML, « Heterogeneous cracking of wood pyrolysis tars over freshwood char surfaces» *Energy Fuels* , p. 3:735, 1988.
- [6] Di Blasi C, «Product distribution from pyrolysis of wood and agricultural residues» *Ind Eng Chem Res* , p. 38:2216, 1999.
- [7] Di Blasi C, «Product distribution from pyrolysis of wood and agricultural residues» *Ind Eng Chem Res*, 1999.
- [8] Morf P., «Mechanisms and kinetics of homogeneous secondary reactions of tar from continuous pyrolysis of wood chips» *Fuel* , 2002.
- [9] Kersten S., «Biomass pyrolysis in a fluidized bed reactor. Part 1: literature review and model simulations» *Ind Eng Chem Res* , 2005.
- [10] Mermoud F, «Influence of the pyrolysis heating rate on the steam gasification rate of large wood char particles» *Fuel* , n. 82, 2006.
- [11] Reina J, «Thermogravimetric studies of waste wood in nitrogen, air and carbon dioxide atmospheres», Boocock DGB, Bridgwater AV.
- [12] W. M. Klose W, «On the intrinsic reaction rate of biomass char gasification with carbon dioxide and steam» *Fuel*, 2005.

- [13] Boateng A., «Characterization and thermal conversion of charcoal derived from fluidized-bed fast pyrolysis oil production of switchgrass» *Ind Eng Chem Res*, 2007.
- [14] Shafizadeh F., «Oxidation of chars during smoldering combustion of cellulosic materials» *Combust Flame*, 1984.
- [15] G. M. Antal MJ, «The art, science and technology of charcoal production» *Ind Eng Chem Res*, 2003.
- [16] Ollero P. et al., «The CO₂ gasification kinetics of olive residue» *Biomass Bioenergy*, 2003.
- [17] Hurt RH., «Structure, properties and reactivity of solid fuels» in *Twentyseventh symposium (international) on combustion*, Pittsburgh, 1998.
- [18] Luo M, «The combustion characteristics of char from pulverized bagasse» *Fuel*, 1992.
- [19] Laurendeau NM., *Heterogeneous kinetics of coal char gasification and combustion*, 1978.
- [20] Guerrero M. et al., «Pyrolysis of eucalyptus at different heating rates: studies of char characterization on oxidative reactivity» *J Anal Appl Pyrol*, 2005.
- [21] Janse AMC et al., «The combustion kinetics of char obtained by flash pyrolysis of pine wood» *Ind Eng Chem Res*, 1998.
- [22] Della Rocca PA et al., «Pyrolysis of hardwoods residues: on kinetics and char characterization» *Biomass Bioenergy*, 1999.
- [23] Kurosaki F et al., «Microstructure of wood charcoal prepared by flash heating» *Carbon*, 2003.
- [24] Fushimi C et al., «Effect of heating rate on steam gasification of biomass. 1. Reactivity of char» *Ind Eng Chem Res*, 2003.
- [25] Kumar M, «Influence of carbonization conditions on the gasification of acacia and eucalyptus wood chars by carbon dioxide» *Fuel*, 1994.

- [26] Cao N et al., «Thermogravimetric study on the steam activation of charcoals obtained by vacuum and atmospheric pyrolysis of softwood bark residues» *Carbon*, 2002.
- [27] R. G. Kannan MP, «Potassium catalysis in air gasification of cellulosic chars» *Fuel*, 1990.
- [28] Encinar JM et al., «Catalysed and uncatalysed steam gasification of Eucalyptus char: influence of variables and kinetic study» *Fuel*, 2001.
- [29] G. A. Ravendran K, «Adsorption characteristics and pore-development of biomass-pyrolysis char» *Fuel*, 1998.
- [30] gekgasifier [Online].
Available: <http://gekgasifier.com/gasification-basics/gasifier-types/>.
- [31] P. McKendry, Energy production from biomass (part 3): gasification technologies.
- [32] kurimoto, [Online].
Available: <http://www.kurimoto.co.jp/english/powdersystem/products/ContinuousFluidBedDryingSystem.html>.
- [33] Outotec Sustainable use of Earths natural resources [Online].
Available: <http://www.outotec.com/en/About-us/Our-technologies/Fluidized-bed/>.
- [34] G. Braccio, «Gassificazione delle biomasse - Stato dell'arte e attività ENEA» Centro ricerche Enea Trisala, 2006.

Capitolo 5

Studio di fattibilità tecnico-economica di un micro-gassificatore a biomassa

5.1 Introduzione

Questo elaborato di tesi ha lo scopo di presentare i risultati di uno studio di fattibilità tecnico-economico realizzato in collaborazione con Siram S.p.A. Il progetto prevede, nel caso l'analisi prospetti opportunità remunerative in linea con il piano aziendale, l'acquisto di un impianto di cogenerazione, asservito a rete di teleriscaldamento appartenente al comune di Credaro, e il suo parziale rifacimento in ottica "green" sostituendo il sistema di generazione elettrica con un'innovativa tecnologia, inedita in Italia, alimentata con combustibili "non fossili".



Figura 5.1 - Lavori per l'installazione della rete di teleriscaldamento a San Fermo, Credaro.

Il lavoro si articola su più fasi:

- Acquisizione delle informazioni sullo stato attuale dell'impianto e delle sue criticità.
- Analisi delle utenze servite attraverso i dati sul consumo degli anni precedenti e stima dei possibili ampliamenti nell'immediato futuro.
- Analisi della nuova normativa incentivante. La conversione dal vecchio impianto alimentato a gas naturale al nuovo che brucia una miscela di due combustibili in

proporzioni ben precise, ma incentivati con tariffe differenti, non rientra tra i casi previsti ed è stato necessario interrogare il GSE a tal proposito.

- Modellazione e simulazione dell'impianto al fine di verificare i dati presentati dal fornitore.
- Analisi economica per definire il margine di profittabilità attualizzato dell'investimento
- Analisi, risultati e conclusioni.

5.2 Descrizione e criticità dell'impianto esistente

Energia Bergamo Srl ha la titolarità di un impianto di cogenerazione, asservito a rete di teleriscaldamento, installato in via Marco, località San Fermo, appartenente al comune di Credaro. L'impianto in oggetto risponde alle esigenze combinate di produzione di energia elettrica, -riversata, al netto degli autoconsumi, in rete- ed energia termica per l'alimentazione della rete di teleriscaldamento.

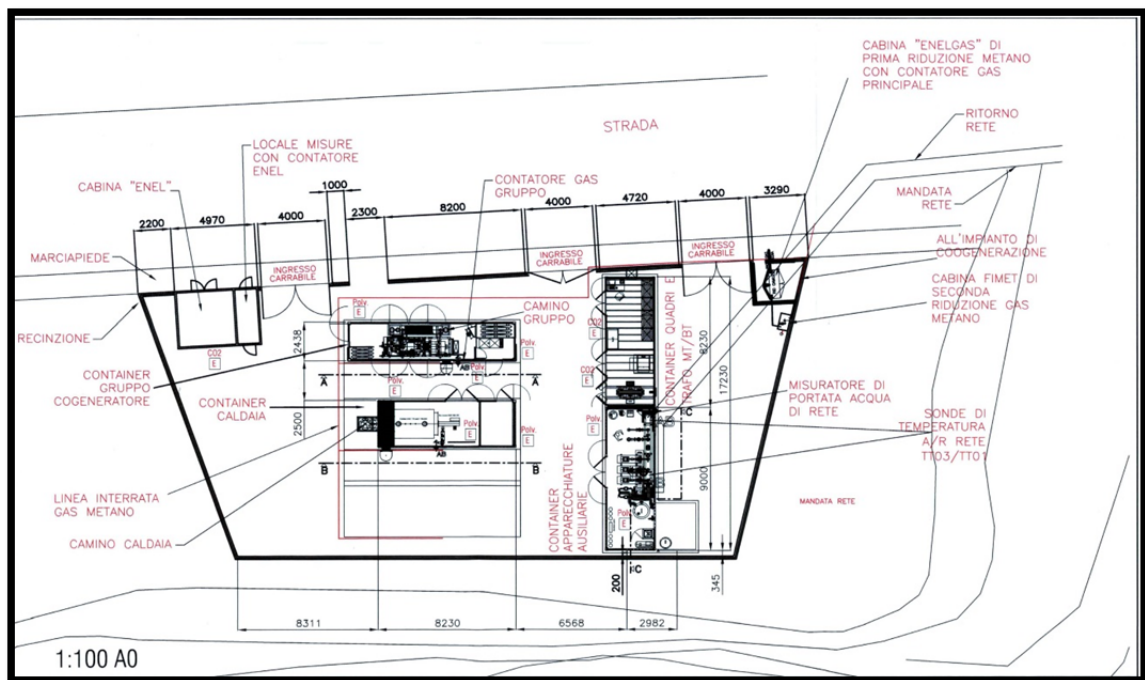


Figura 5.2 - Centrale cogenerativa di Credaro (Scala 1:100)

Il gruppo di cogenerazione è sito in un container ed è alimentato a gas metano. Un motore MTU G12V200 è collegato ad un alternatore STAMFORD HCI544F1. Tale gruppo è in grado di fornire:

Potenza meccanica	480 kW
Potenza elettrica nominale*	459 kW _{el}
Rendimento elettrico	38.442%
Potenza termica	472 kW _{Th} **
Potenza termica assorbita***	1194 kW _{Th}

Tabella 5.1 - Potenze sviluppate dal CHP attualmente in esercizio¹

Tubazioni di DN 65 mm collegano il collettore, da cui è prelevata l'acqua destinata alla rete di teleriscaldamento, allo scambiatore comune del modulo cogeneratore (472 kW_{Th}). Da questo parte il circuito principale che, regolato da valvole a 3 vie, scalda l'acqua nello scambiatore di calore acqua/olio, in quello a tubi di fumo ed eventualmente convoglia il fluido all'elettro-radiatore per la dissipazione di emergenza. L'acqua del circuito secondario, in uscita dallo scambiatore dove raggiunge la temperatura di 83° C, prima di tornare nel collettore subisce un riscaldamento secondario ($\Delta T=0.5^{\circ}$ C) in una batteria da 57 kW posta a valle dello scambiatore a tubi di fumo senza che sia prevista una valvola che permetta di circuitare tale componente. Il motore ha all'attivo 11940 h di funzionamento (grande manutenzione straordinaria a 12000 h) ed è inutilizzato da maggio 2011.

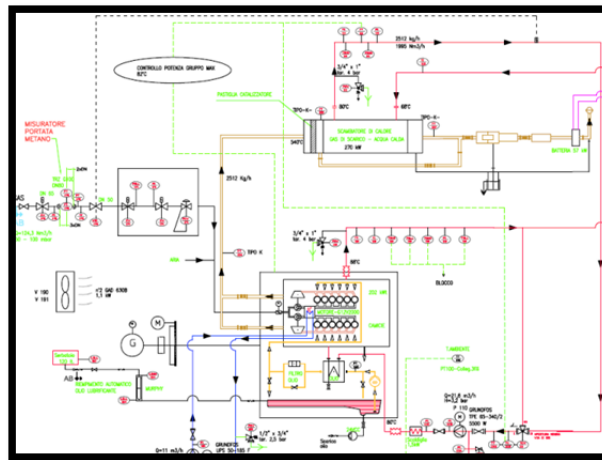


Figura 5.3- Schema d'impianto del gruppo cogenerativo

Per coprire i picchi di carico termico il cogeneratore è affiancato da una caldaia integrativa alimentata a gas metano Sant'Andrea mod. GAE 170 con potenza utile

¹ * a $\cos\phi=0,9$

** potenza recuperata raffreddando olio motore e fumi

*** da gas metano prelevato direttamente in rete

1900 kW_{Th} (potenza termica al focolare 2088 kW_{Th}), che ha recentemente subito una sostituzione del bruciatore con riduzione della potenza ottenibile a 1300 kW_{Th}.

TIPO CALDAIA	POTENZA UTILE	POTENZA FOCOLARE	CAPACITÀ	PERDITE DI CARICO LATO ACQUA	CONTROPRESSIONE CAMERA DI COMBUSTIONE
GAE 170	1900 kW	2088 kW	2350 l	35 mbar	6 mbar

Tabella 5.2 - Specifiche della caldaia integrativa

La rete di teleriscaldamento ha attualmente uno sviluppo complessivo di circa 1900 m. Tale lunghezza è ottenuta sommando l'anello originale a servizio della zona di San Fermo con il più recente prolungamento che attraversa la parte vecchia del comune per servire le scuole elementari.

Agli attuali 26 stacchi sono allacciate complessivamente 220 singole utenze.

I DN delle tubazioni che collegano la rete di distribuzione all'impianto di produzione sono di 250 mm. Tale sezione si riduce dopo le biforcazioni, arrivando alle sottostazioni dell'utenza con DN di 40-50 mm.

Le temperature dell'acqua di mandata e ritorno dalle utenze sono regolate. La temperatura di mandata del circuito primario può variare dai 70° C ai 90° C, mentre quella di ritorno dev'essere inferiore a 65° C.

Le sottocentrali installate sono di 3 tipologie in funzione del tipo di utenza:

-sottocentrale STEA 100 kW

-sottocentrale STEA mod. RAF 35 kW DN 15/20 lunghezza 110/130 mm

-sottocentrale TERMOENERGY 100 kW

Sarebbe oltremodo tedioso, oltre che inutile, analizzare più in dettaglio l'impianto attualmente in esercizio visto l'obiettivo del progetto, cioè l'analisi di un sistema di cogenerazione alternativo. Questa breve descrizione si è tuttavia resa necessaria per permettere al lettore di contestualizzare l'investimento, così da rendersi conto che lo scopo principale dell'impianto è la produzione di acqua calda da destinarsi all'impianto di teleriscaldamento servito. Ciò comporta un'attenzione molto alta all'affidabilità dell'impianto poiché il servizio non è in nessun caso interrompibile (in caso di guasti le riparazioni devono essere sollecitate pena severe penali), un carico termico estremamente variabile sia nel corso della giornata che, a maggior ragione, al variare delle stagionalità (Figura 5.4), da cui l'adozione di una caldaia complementare per seguire i picchi di richiesta.

Inoltre, va precisato che l'impianto in esercizio è sovradimensionato rispetto alle utenze servite poiché lo sviluppo urbano nella frazione di San Fermo, in cui è sito l'impianto, è stato inferiore rispetto a quanto previsto².

² La recente sostituzione del bruciatore nella caldaia integrativa con uno di potenzialità inferiore è dovuto proprio al sovradimensionamento della caldaia originale rispetto alla reale necessità delle utenze abitative, anche senza l'apporto del calore prodotto nel cogeneratore.

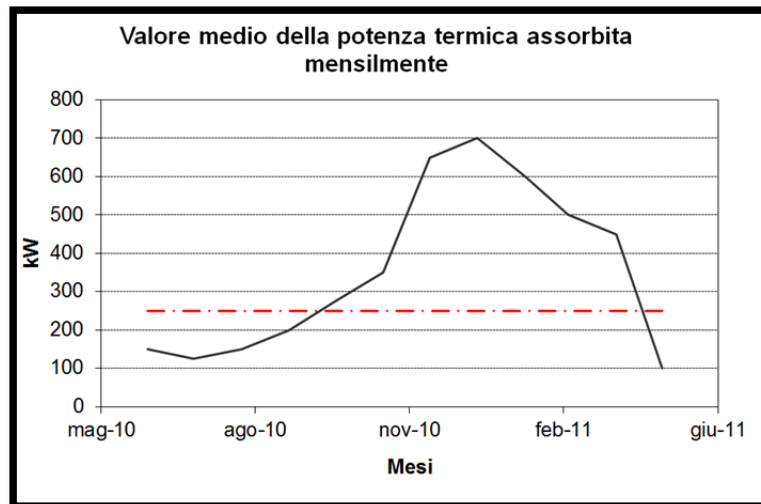


Figura 5.4 - Storico del carico termico registrato nel periodo maggio 2010 - Giugno 2011. In tratteggiato la potenza termica nominale esprimibile da Burkhardt

Questo, se da una parte ha comportato oneri economici maggiori del necessario sia per quanto riguarda i costi d'installazione che per quelli di esercizio, dall'altra può lasciar presagire nel prossimo futuro la ripresa dell'attività edilizia nella zona.

È in ultimo da considerare che il motore endotermico che svolge attualmente la funzione di cogeneratore è stato spento poiché al limite delle ore di funzionamento prima di una grande manutenzione straordinaria, il cui costo non è giustificato dai ricavi che genererebbe l'energia elettrica prodotta ed immessa in rete.

L'acquisto dell'impianto da parte di Siram S.p.A. è quindi soggetto alla necessità di sostituire il cogeneratore attuale con uno caratterizzato da buona affidabilità, con interventi manutentivi di breve durata, e la cui capacità di produrre potenza termica sia tale da coprire la richiesta base nel periodo invernale (per poi seguire i picchi di carico con la caldaia ausiliaria) ma limitando le perdite nel periodo estivo. Si dovrà tener conto inoltre della volatilità del prezzo del combustibile e si dovranno predisporre siti e allacciamenti per eventualmente ospitare future caldaie e scambiatori nel caso in cui si renda necessario aumentare la capacità dell'impianto nei prossimi anni. Individuate le possibili soluzioni con tali caratteristiche, l'analisi economica permetterà di stabilire quale sia preferibile in termini di profittabilità, ritorno dell'investimento, affidabilità. È implicito che l'acquisto dell'impianto di teleriscaldamento subordina l'acquirente a garantire in ogni caso, e per un periodo di tempo non definibile, la produzione di acqua calda.

5.3 Soluzioni alternative d'impianto

La prima fase dell'analisi è la scelta della tipologia d'impianto in sostituzione del cogeneratore presente. La caldaia attualmente presente, sovradimensionata rispetto alla reale richiesta di potenza termica e il cui prezzo di vendita è fissato da accordi già stipulati, non garantisce una remunerazione adeguata alla politica societaria della Siram S.p.A, oltre a non ripagare l'investimento per l'acquisto dell'impianto.

S'individuano pertanto due differenti alternative:

- 1) Una nuova caldaia a metano capace di coprire l'intera domanda termica, dimensionata sulle utenze reali e con un'efficienza maggiore di quella installata;
- 2) Un cogeneratore alimentato a bio-carburante. Tale soluzione, di per se, non è in grado di seguire i picchi di utenza termica richiesti nel periodo invernale ed è quindi indispensabile prevedere una caldaia ausiliaria.

Premesso che la scelta della soluzione ottimale è largamente influenzata dall'analisi economica che verrà affrontata nel prosieguo del capitolo, la Siram S.p.A. ha interesse ad acquistare e testare un sistema integrato gassificatore-cogeneratore con brevetto tedesco, il Burkhardt v3.90, in grado di convertire pellet di legna in syngas; quest'ul-timo alimenta il cogeneratore, un motore diesel opportunamente modificato. Tale sistema, che si sta diffondendo nel nord-Europa³, è ancora poco conosciuto in Italia e la Siram S.p.A, da sempre impegnata nell'efficientamento energetico e leader nel campo delle tecnologie "green" sta valutando l'opportunità di instaurare una partnership commerciale con il fornitore tedesco.

È inoltre da considerare che il rifacimento, anche parziale, di un impianto alimentato con combustibile fossile a scopo di conversione in "green power" è in grado di sfruttare le agevolazioni e ottenere un miglior prezzo di vendita dell'energia elettrica ceduta in rete così come previsto dal normativa incentivante prevista dal "Quinto Conto Energia" entrato in vigore il 5 Luglio 2012.

Prima di passare all'analisi economica si preferisce dedicare un paragrafo al micro-gassificatore a biomassa installato nel Burkhardt v3.90.

³ La società tedesca, costruttrice del Burkhardt v3.90, rende noto che ad oggi (Novembre 2013) sono attivi 70 impianti, la maggior parte dei quali in Germania, e l'esperienza di esercizio accumulata supera le 600 000 ore. Questo, unito alla crescente domanda, ha permesso di iniziare una piccola produzione in serie.

5.4 Il Burkhardt V3.90

5.4.1 Introduzione

Il cogeneratore Burkhard ECO 180 HG CHP è composto da:

- un gassificatore Burkhard TDV03
- un motore MAN D26 in-line modificato
- un generatore sincro LSA 46.2 VL12



Figura 5.5 - Foto del container Burkard contenete il wood gasificator

Esso è in grado di fornire energia elettrica e termica a partire da biomassa legnosa (pellet) e da una minima percentuale di olio vegetale per stabilizzare la combustione secondo le specifiche fornite dal costruttore (Tabella 5.3).

Burkhard ECO 180 HG CHP	
Potenza elettrica	180-190 [kW]
Potenza termica	220-240 [kW]
Rendimento elettrico	31,2*
Rendimento termico	43,3*
Rendimento totale	74,5
Consumo pellet	110 [Kg/h]
Consumo olio vegetale	3 [litri/h]
Ore di funzionamento	7500 [h/anno]
*efficienza calcolata al lordo del consumo degli ausiliari	

Tabella 5.3 - Prestazioni del Burkhardt ECO 180 HG CHP

Punto di forza non trascurabile della macchina in esame è l'estrema compattezza (Figura 5.5). L'intero sistema è infatti costituito da due container, contenenti rispettivamente cogeneratore e gassificatore ciascuno dei quali ha un ingombro inferiore ai 38 m³ per un peso di 5.5-6 t. Il preassemblaggio in fabbrica consente anche un'installazione molto rapida dell'impianto.

5.4.2 Processo d'impianto

Il reattore Burkhard analizzato (lo schema d'impianto è proposto in Figura 5.6), un gassificatore di biomassa BFB (letto fluido bollente), è provvisto di un doppio sistema di alimentazione.

Il primo alimenta aria (≈ 180 kg/h) tramite un compressore centrifugo dedicato che la preleva dall'ambiente esterno; l'agente gassificante, nel caso in esame, è quindi aria.

Il secondo è il sistema di alimentazione della biomassa legnosa previamente pellettizzata. Le specifiche del costruttore richiedono pellet classe A1 con caratteristiche e composizione il più possibile omogenee. Un sistema di dosaggio, che tratta moduli da 20 kg, alimenta al reattore -tramite una coclea e in modo discontinuo (o batch)- circa 115 kg/h di combustibile. Data la natura legnosa del feed non sono previste altre aggiunte di inerti e/o catalizzatori: le tracce di calcio e potassio già presenti all'interno del legno, nella quota parte di ceneri, sono sufficienti a fornire tutta la spinta cinetica necessaria.

In funzionamento nominale i prodotti gassosi caldi concorrono ad essiccare la carica fresca che a sua volta volatilizza. Per temperature superiori ai 200°C ha inizio la pirolisi, un'ossidazione anaerobica del feed ormai secco, che decompone ulteriormente il combustibile in prodotti fase gas (condensabili e syngas) e solidi (char/ceneri). La fase successiva è quella di combustione in cui a char e volatili (in parte) è addizionata aria dall'esterno: la reazione di ossidazione che ne deriva è

ovviamente esotermica (circa 1000°C) e necessaria a sostenere dal punto di vista entalpico il processo globale. Nell'ultima fase, quella di gassificazione vera e propria, ad una temperatura di circa 800-900 °C tar e char residui reagiscono tra di loro e con l'agente ossidante ($m_{AIR}/m_{STE}=0.25$) fino ad ottenere il syngas di composizione finale⁴ che viene estratto dalla testa del reattore ad una temperatura di 800°C.

Il successivo processo di purificazione prevede che il syngas sia raffreddato in due scambiatori posti in serie fino alla temperatura di circa 120 °C. In questa fase una potenza termica di circa 70 kW complessivi viene ceduta per riscaldare una portata d'acqua di 3,5 m³/h da 80 a 97°C destinata a servire utenze termiche.

Il syngas attraversa quindi un ciclone che per differenza di densità solido-gas separa il particolato residuo all'interno del gas combustibile (2-5 kg/h) ed entra un ulteriore scambiatore ad aria che lo raffredda fino alle condizioni di 20-50 °C. In tali condizioni di temperatura e pressione (tutto il processo avviene a pressione atmosferica) la frazione di H₂O contenuta all'interno del syngas condensa e viene estratta all'interno del condensatore (8 l/h) e indirizzata ad un colonna di assorbimento dove viene tratta prima di poter essere scaricata nel sistema fognario. Il syngas (dry) viene quindi ricompresso fino alle condizioni T=70°C, P=1,03 b -per evitare ulteriori condensazioni all'interno delle tubazioni- ed inviato all'unità cogenerativa.

Il flusso è regolato da un sistema di valvole ed è previsto un by-pass per smaltire il syngas in un bruciatore senza passare per il motore.

Durante le condizioni di funzionamento non nominali -accensione, spegnimento e in caso di guasti tecnici- il syngas risultante dalla gassificazione -circa 300 mc/h- non subisce il trattamento di purificazione descritto, ma viene indirizzato ad un apposito sistema e bruciato direttamente.

Il consumo degli ausiliari dell'impianto di gassificazione è di 3 kWh.

All'unità cogenerativa sono alimentati una portata nominale di syngas pari a circa 290-310 Kg/h (450 kWh) e una di olio vegetale di 4 litri/h (38 kWh) per alimentare la fiamma pilota.

A fronte degli input descritti e di un consumo degli ausiliari di 5,5 kWh vengono generati dal motore 180 kWh di energia elettrica ed estratta una pari potenza termica recuperando il calore dei gas combusti e nello scambiatore acqua-olio.

Un sistema di dissipazione esterno è previsto per smaltire la potenza termica eventualmente non sfruttata dall'utenza nel caso in cui l'acqua di ritorno sia superiore alla temperatura limite di 80° C.

⁴ La documentazione fornita dal costruttore fornisce la seguente composizione chimica: CH₄ =2%; CO=28%; H₂O=19%; CO₂+H₂O+N₂=51%

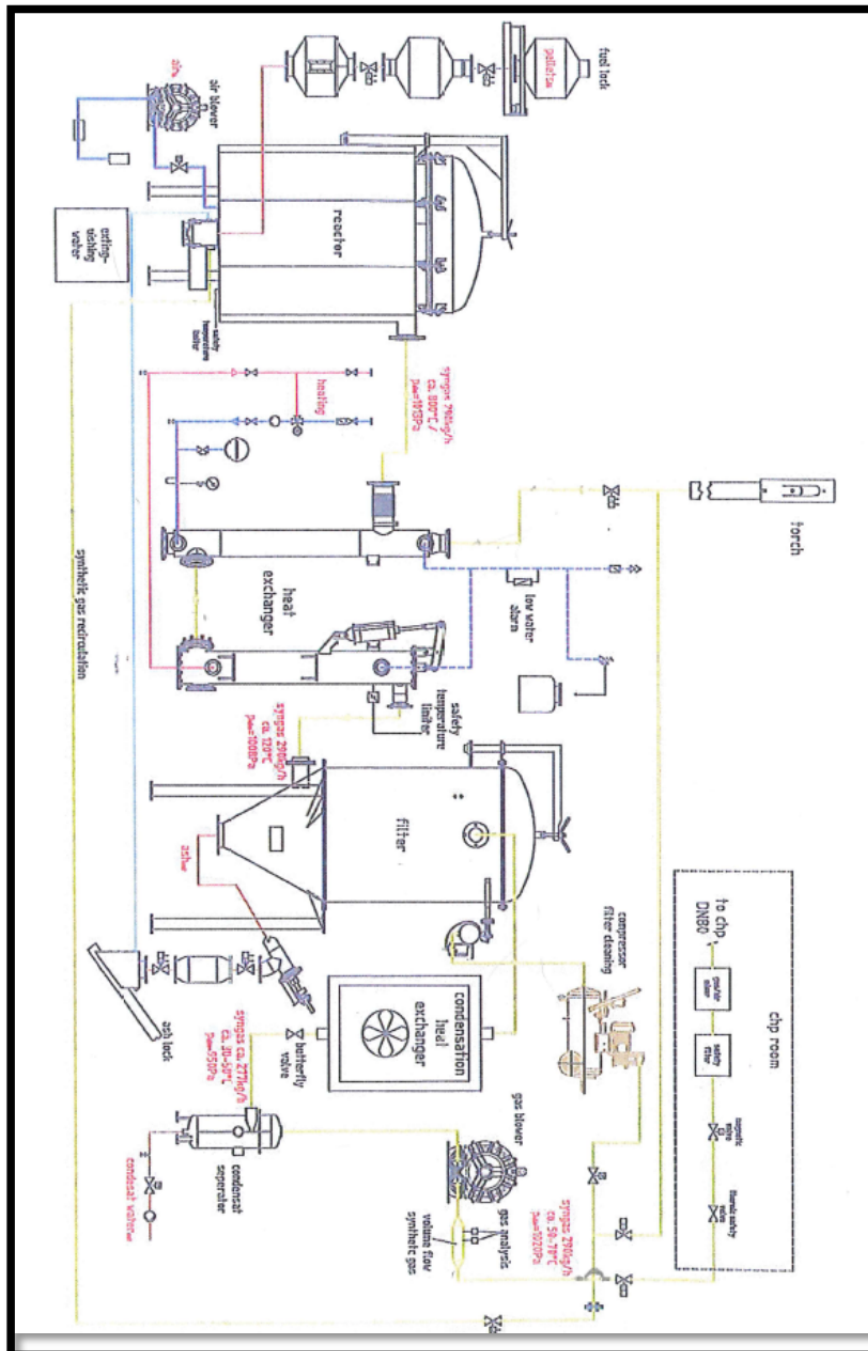


Figura 5.6 - Schema impianto Burkhardt Eco 180 HVG fornito dal fornitore

5.4.3 Funzionamento di un dual fuel engine

Il motore endotermico presente nel sistema cogenerativo in analisi, il MAN D26 IN-LINE ENGINE, è un motore da trazione stradale opportunamente modificato per divenire un motore dual fuel. È pertanto utile comprendere meglio questa tecnologia. I motori endotermici dotati di sistema Dual Fuel sono di tipo Diesel modificati per bruciare una miscela omogenea di gas e gasolio⁵. Il gas (metano o syngas), utilizzato come combustibile primario, è iniettato attraverso il condotto di aspirazione, mentre il gasolio, alimentato direttamente in camera di combustione durante la compressione, ha la funzione di innescare l'accensione della miscela gassosa. È necessario quindi che siano iniettate quantità di gasolio limitate e che tale operazione avvenga ciclicamente con frequenza elevata cosa che i sistemi di iniezione tradizionali non sono in grado di garantire per cui occorre utilizzare un sistema di iniezione a controllo elettronico 'Common Rail' di nuova generazione. Il gasolio, iniettato in quantità ridotta, è utile solo per innescare la combustione della miscela aria/gas il cui rapporto è calcolato da un apparato elettronico che colloquia con il sistema originale di gestione motore.



Figura 5.7 - Man D26 in-line engine

Un motore Diesel convertito alla modalità Dual Fuel non subisce alcuna modifica strutturale, mantenendo invariato il suo funzionamento e la sua capacità di sviluppare lavoro. Il combustibile in fase gas viene, infatti, introdotto nel sistema tramite una serie d'iniettori supplementari progettati appositamente per lavorare con il propellente gassoso specifico.

⁵ Con questo termine sono da intendersi anche gli oli vegetali come da caso in oggetto.

Le modifiche apportate al motore per cambiarne la destinazione d'uso da motore per trazione a funzionamento stazionario con una miscela di combustibili diversa dal diesel originario non permettono di avere le curve prestazionali esatte del motore e quindi dati certi rispetto all'efficienza elettrica. In sede di analisi energetica sarà quindi necessario riferirsi a valori di motori il più possibile simile a quello in oggetto per avere termini di paragone.

5.4.4 Simulazione del processo di gassificazione

5.4.4.1 Introduzione

Uno degli scopi dell'attuale lavoro di tesi, come richiesto dalla Siram S.p.A, è una modellazione numerica della reale producibilità energetica dell'impianto cogenerativo oggetto d'indagine, al fine di costituire uno strumento replicabile per future iniziative di equivalente natura tecnologica e/o per analisi di sensibilità al variare dei parametri che s'intende variare.

La simulazione ha come primo obiettivo quello di ottenere all'uscita del gassificatore un gas di sintesi dalle caratteristiche, in termini di portata e potere calorifico, quanto più possibile, coincidenti con i valori misurati distribuiti dal fornitore note le portate alimentate e i vincoli di pressione, temperatura e composizione indicati per le varie sezioni d'impianto.

Il software di simulazione usato è il "Gas Steam Cycle" (ver. 3.12) ideato e implementato presso il Politecnico di Milano dal prof. Stefano Consonni e successivamente aggiornato da egli stesso e da alcuni suoi collaboratori.

5.4.4.2 Il software GS

È opportuno descrivere sinteticamente le caratteristiche del programma di simulazione usato, sottolineandone potenzialità di calcolo e criticità.

La modellizzazione dell'impianto in analisi sfrutta una serie di elementi modulari che vengono aggiunti fino a definire una qualsiasi configurazione. I componenti basilari contenuti nel programma sono: la pompa, il compressore (semplice o interrefrigerato), il combustore, la turbina a gas, lo scambiatore di calore, il miscelatore, il separatore di flusso (splitter), il ciclo a vapore semplice e a recupero (HRSG, turbina a vapore, pompe e relativi ausiliari), l'impianto di separazione dell'ossigeno dall'aria atmosferica (unita ASU), gli alberi (che tengono conto delle perdite meccaniche ed elettriche), il saturatore, il convertitore chimico, le celle a combustibile a ossidi solidi. Inoltre, specificando l'equilibrio chimico all'uscita dei

miscelatori o degli scambiatori di calore, questi elementi possono essere utilizzati per simulare dei reattori chimici⁶.

Le caratteristiche operative e i bilanci di massa e di energia di ogni componente sono calcolati in sequenza e iterativamente dal software, finché le condizioni (pressione, temperatura, portata massica, ...) in tutti i punti di interconnessione fra i componenti convergono a valori tali da rispettare i bilanci di massa ed energia.

Lo schema d'impianto è definito attraverso la compilazione di un file di input (*.gsi) che viene letto dal programma all'inizio dell'esecuzione.

La struttura di questo file può essere suddivisa in tre blocchi:

- 1) Definizione dei componenti: l'elenco di tutti i componenti presenti nel sistema, rispettando la sintassi caratteristica per ciascuno di essi.
- 2) Definizione dei dati che si riferiscono ai punti del ciclo: trovano qui spazio tutti i punti del ciclo, numerati in ordine progressivo, con i rispettivi valori di temperatura, pressione, portata e composizione.
- 3) Definizione delle variabili di convergenza: in quest'ultima parte del codice di input, vengono definite le variabili sulle quali deve essere verificata la convergenza del problema, e che pertanto rappresentano delle variabili dipendenti, poiché verranno calcolate man mano che il processo iterativo prosegue.

Il programma inizialmente legge il file di input fornito dall'utente e verifica la congruenza dei flussi in tutti i punti d'interconnessione dell'impianto. Dopo di ciò ha inizio la procedura nella quale i componenti vengono calcolati in maniera sequenziale seguendo l'ordine assegnato dall'utente nel file di input.

Il programma inizia la prima iterazione utilizzando i valori di pressione, temperatura e portata massica di primo tentativo forniti sempre nel file di input; tali valori, comunque, non sono vincolati al rispetto dei bilanci di massa e di energia del sistema, e dunque se necessario saranno modificati opportunamente. Per ogni componente, il programma imposta e risolve le equazioni di bilancio massico ed energetico e, nello stesso tempo, impone il rispetto delle relazioni che descrivono le condizioni operative (o i vincoli) del sistema. Il calcolo iterativo dei componenti è eseguito il numero di volte necessario a raggiungere la convergenza stabile della soluzione.

Infine sono determinati i risultati globali del sistema e la compilazione del file di output (*.gso), nel quale vengono stampati i valori finali dei parametri termodinamici fondamentali di tutti i punti del sistema, la composizione chimica di tutti i flussi, le caratteristiche principali dei singoli componenti dell'impianto e le prestazioni del ciclo completo.

Le proprietà delle specie chimiche vengono calcolate con l'ausilio di due serie di sub-routines in linguaggio Fortran.

⁶ L'affermazione è valida solo per i reattori a letto fisso. Per i reattori a letto fluido e/o trascinato non esiste un organo unico ma è possibile organizzare una serie di elementi il cui effetto combinato è equivalente.

5.4.4.3 Modellazione dell'impianto e risultati della simulazione numerica

Non essendo il software di calcolo in grado di modellare un motore a combustione interna, poiché nato e costruito per simulazioni di cicli a gas, l'analisi è limitata al più interessante processo di produzione di syngas e alla sua purificazione.

La parte più complessa da modellare è risultata essere il reattore a letto fluido. Ciò ha richiesto una sequenza di elementi (vedi Figura 5.8) che ne riproducessero il comportamento. Una prima serie di splitter si è resa necessaria per separare dal feed legnoso alimentato, frazioni di:

- tar, così da ritrovare tale specie chimica all'uscita dal gassificatore così come realmente avviene;
- metano, la cui quantità è definita sia dalla necessità di mantenere la temperatura del syngas all'uscita del reattore nei valori indicati (la reazione di metanazione è fortemente endotermica) sia da quella di rispettare la frazione di tale specie nel gas di sintesi così come dichiarate dal fornitore;
- carbonio solido, per simulare una conversione non unitaria così come solitamente avviene.

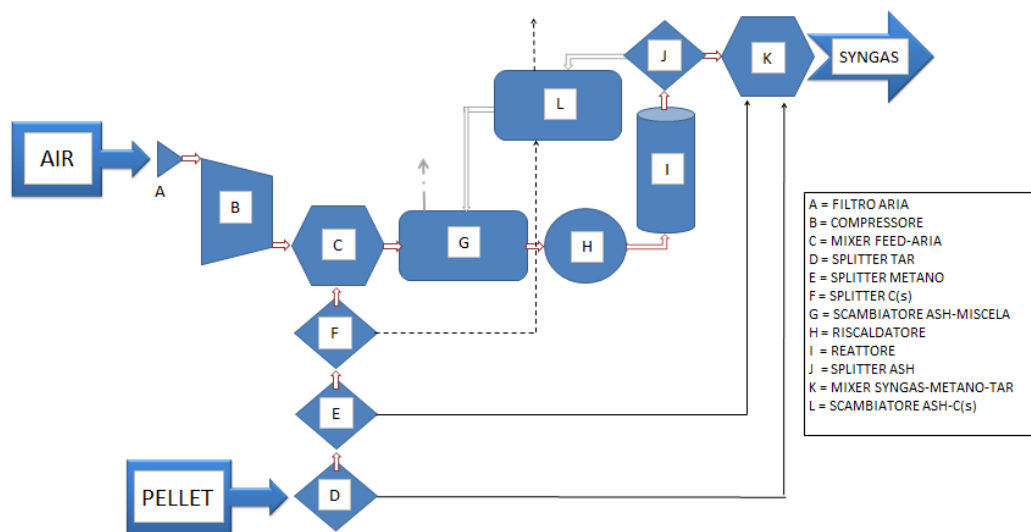


Figura 5.8 - Modellizzazione del reattore a letto fluido

I due scambiatori simulano invece il preriscaldamento della carica ad opera del syngas: perché questo sia possibile si è scelto di separare con uno splitter tutte le ceneri direttamente all'uscita del modulo che simula le reazioni chimiche di gassificazione e con queste preriscaldare la carica. Ne segue che durante il processo di purificazione (vedi Figura 5.9), posto a valle rispetto al reattore schematizzato in Figura 5.8, il syngas sarà già privo di cenere e l'effetto del modulo splitter che simula il ciclone è

quello di eliminare il solo tar (C_6H_6O). Ciò permette di separare le due specie, tar e ash, separatamente, rendendo più semplice la determinazione delle loro quantità.

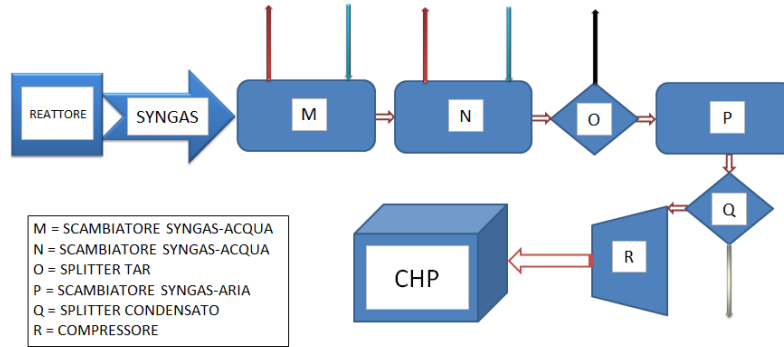


Figura 5.9 - Modellizzazione del processo di purificazione del syngas

Ipotesi semplificative sono state fatte anche per quanto riguarda la composizione dei flussi in ingresso:

- il software di calcolo, inoltre, accetta in ingresso solo combustibili gassosi. Si è reso pertanto necessario ricorrere ad un “combustibile equivalente”⁷, la cui composizione è riportata in Tabella 5.4. Come base di calcolo, non avendo il produttore fornito alcuna “composizione tipo” del pellet da utilizzare, è stata utilizzata una composizione media.

Specie	Massa molecolare [kg/kmol]	Frazione molare [%]
C(S)	12,011	20,598
CH ₄	16,043	11,307
CO	28,011	17,659
CO ₂	44,010	14,089
C ₂ H ₆	30,070	0,700
C ₆ H ₆ O	94,110	1,514
H ₂	2,016	23,302
H ₂ S	34,080	0,033
NH ₃	17,031	0,707
H ₂ O(L)	18,016	9,809
As	69,610	0,282
Massa molecolare miscela = 19,635 [kg/kmol]		

Tabella 5.4 - Composizione del combustibile equivalente

- il software di calcolo riconosce come “aria” una miscela formata dalle sole specie azoto (79%) e ossigeno (21%).

⁷ Due combustibili sono equivalenti ai fini del calcolo della combustione completa e dell’equilibrio chimico se sono verificate le due seguenti ipotesi:

- Stessa popolazione atomica
- Stesso potere calorifico

Si riportano in Allegato I il file di input della simulazione e quello di output con i risultati ottenuto. In questo modo si rende disponibile lo strumento creato per replicare la simulazione in oggetto, espanderla o compiere ulteriori analisi di sensibilità. L'algoritmo costituisce anche una base di partenza per simulazioni con analoga configurazione impiantistica.

Si presentano ora i risultati della simulazione. Questi sono confrontati con i dati che il fornitore ha reso disponibili nel manuale della macchina. In riferimento alle sezioni definite in - Sezioni notevoli dell'impianto analizzato in Figura 5.10 i risultati sono proposti in Tabella 5.5 e Tabella 5.6

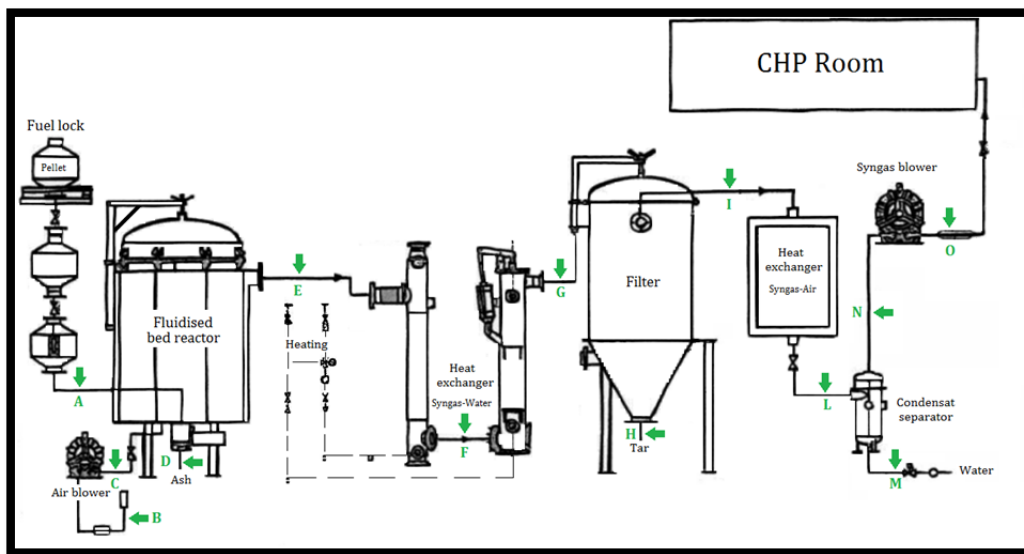


Figura 5.10 - Sezioni notevoli dell'impianto analizzato

Gassificatore		Simulazione GS			Fornitore Burkhard			Siram SpA		
		m	P	T	m	P	T	m	P	T
sez.	Punto del ciclo	[kg/h]	[bar]	[°C]	[kg/h]	[bar]	[°C]	[kg/h]	[bar]	[°C]
A	Pellet in ingresso	115,2	1,01	15						
B	Aria aspirata	180	1,01	15	180					
C	Aria ingresso reattore	180	1,51	54,3	180					
D	Ceneri estratte	1,21	0,96	300						
E	Syngas uscito reattore	308,93	1,00	845	290	1,013	800			
F	Syngas out scambiatore AT	308,93	1,00	450	290					
G	Syngas out scambiatore BT	308,93	1,00	120	290	1,008	120			
H	Tar estratto	0,87	1,00	120						
I	Syngas uscita ciclone	308,06	1,00	120						
L	Syngas ingresso condensatore	308,06	0,93	32	277	0,95	30-50			
M	Condensa estratta	2,85	0,93	32	8					
N	Syngas secco	305,82	0,93	32						
O	Syngas ingresso CHP	305,82	1,03	44,8	290	50-70	1,02			
	Acqua scambiatore S-W	5044						3500		

Tabella 5.5 - Risultati della simulazione GS (1)

		Simulazione GS	Fornitore Burkhard	Siram SpA
[kW]	Consumo aux. wood-gas.	3,33	6	3
[kW]	Consumo aux. CHP	Non simulabile da GS	2	5,5
[kW]	Inlet syngas	460,1	420-460	450
[kW]	Inlet oil	38	50	38
[kW]	Total inlet	498,1	470-510	488,0

Tabella 5.6 - Risultati della simulazione GS (2)

Il risultato del confronto conferma la buona affidabilità dello strumento di simulazione realizzato. Lo scarto rispetto ai valori misurati sono percentualmente minimi in ogni sezione analizzata e possono essere imputati alle ipotesi semplificative citate durante la descrizione della modellazione. Va inoltre tenuto conto che i valori misurati e forniti dalla casa produttrice del sistema cogenerativo sono valori medi e soggetti ad approssimazione.

Ancor più importante è confrontare la composizione chimica del syngas ottenuto con quello atteso, poiché essa è responsabile del potere calorifico del prodotto ottenuto e delle emissioni prodotte in sede di combustione. La Tabella 5.7, in cui sono rapportati i valori, mostra una buona accuratezza per quasi tutte le voci riportate. Piccole variazioni possono dipendere da fluttuazioni nei valori di temperatura del processo di gassificazione, dalla composizione del combustibile alimentato, o ancora dal rapporto di miscela e dal raggiungimento o meno del perfetto equilibrio chimico.

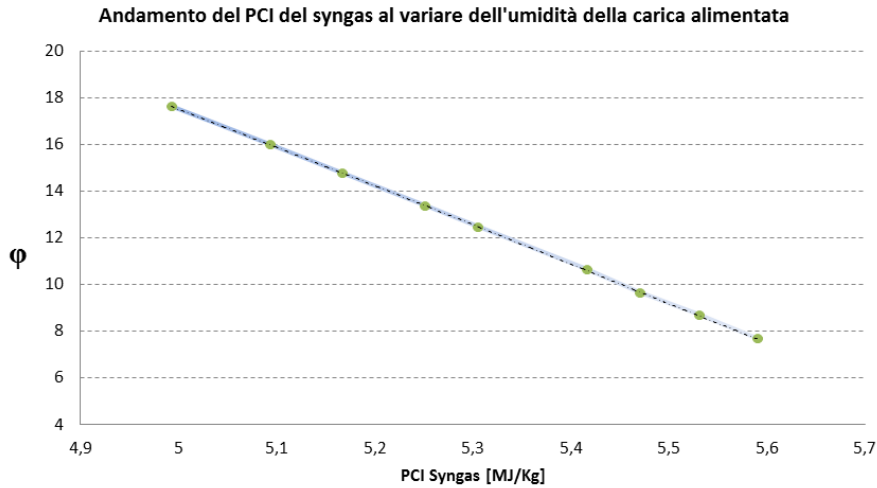
Il monossido di carbonio (CO) presenta invece dei valori percentuali significativamente più bassi di quelli attesi; non si è ancora riusciti ad indagarne i motivi in maniera completa tuttavia scostamenti simili sono stati riscontrati anche in altre simulazioni simili, svolte anch'esse con il software GS.

Composizione wood gas da simulazione GS			
	(sez. E)		(sez. O)
Specie	Forn. Burkhard	Simulazione GS	Simulazione GS
CO	28%	20,92%	21,22%
H2	19%	18,68%	18,95
CH4	<2%	3,02%	3,06%
CO2	} 51%	11,11%	11,27%
H2O		6,05%	6,23%
N2		39,66%	40,83%
PCI [MJ/kg]	-	5,436	5,416

Tabella 5.7 - Simulazione della composizione chimica del syngas

In ultimo, si presentano i risultati di uno studio di sensibilità effettuato con lo stesso strumento di simulazione. Di estremo interesse pratico è infatti la relazione fra umidità relativa del pellet alimentato e il conseguente potere calorifico del syngas prodotto. I risultati ottenuti, proposti nel grafico sottostante, hanno portato a determi-

nare un andamento pressoché lineare fra i due valori dimostrando ancora una volta quanto sia importante conservare in un luogo coperto e asciutto le scorte di combustibili legnosi.



5.4.5 Analisi energetica

Con i pochi dati reperibili dal manuale di funzionamento del Burkhardt è possibile effettuare una prima analisi energetica globale così come indicato in Figura 5.11.

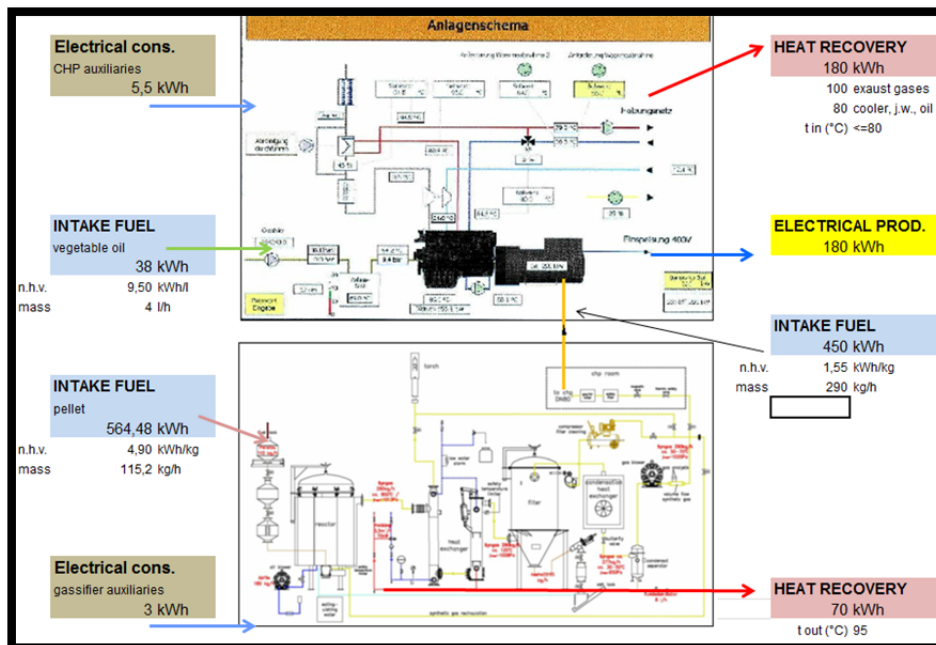


Figura 5.11 - Flussi energetici del sistema Burkhardt

Altri indicatori esplicativi dell'efficienza del processo possono essere facilmente ricavati e utilizzati come termini di confronto per impianti simili: la CGE e la produzione specifica di syngas.

La cold gas efficiency rappresenta, all'atto pratico, un rendimento di gassificazione e si ottiene come rapporto fra l'energia chimica⁸ del syngas depurato e quella della carica legnosa alimentata al reattore. Nel caso del gassificatore Burkhardt si ottiene:

$$CGE = 81,50\%$$

La produzione specifica è la quantità di gas di sintesi per ogni chilogrammo di combustibile alimentato:

$$Prod_{spec} = 2,68 \text{ [kg}_{syn}/\text{kg}_{bio}]$$

Entrambi i valori rientrano nell'intervallo tipico di questa tipologia di processo.

A partire dai dati ottenuti tramite la simulazione è possibile risalire ai dati di efficienza elettrica e termica del solo cogeneratore. Come spiegato più diffusamente nel paragrafo 5.4.3, non ci è dato conoscere, date le modifiche che il motore ha subito, le sue curve di efficienza.

Specifiche Burkhard		Da simulazione GS	
P_{EL} [kW]=	180	$\eta_{EL, globale}^{**}$ =	36,14%
P_{TH} [kW]=	250	η_{MOTORE} =	38,04%
$\eta_{EL, globale}^*$ =	28,60%	$\eta_{TH, CHP}$ =	40,15%
η_{GEN} =	95,00%		
*valore misurato		** al lordo delle perdite	

Tabella 5.8 - Specifiche di potenza e di efficienza del Burkhardt

Quello che invece può essere fatto è un confronto fra i rendimenti di motori simili per potenza, configurazione e numero di giri. Si prenda ad esempio un GE-Jembacher J2008 Gs⁹ di uguale configurazione (8 cilindri in linea) e uguale numero di giri (1500) rispetto al MAN D26 modificato installato nel Burkhardt, ma diversa potenza: (250 kWe) per la macchina americana contro i (180 kWe) di quella tedesca. Ciò che emerge è una sostanziale coincidenza dell'efficienza elettrica, mentre il cogeneratore Burkhardt cede circa 6 punti percentuali di efficienza termica, in buona parte compensati dal recupero termico dei banchi di scambio termico all'interno del modulo di gassificazione.

Il rendimento di primo principio si verifica essere:

$$\eta_1 = 28.55\%$$

⁸ Si ottiene modificando la portata per il potere calorifico inferiore.

⁹ Rendimento elettrico 38,6%; rendimento termico 46,3%

Per completare l'analisi energetica e alla luce dei risultati emersi dalla simulazione è stato possibile realizzare un diagramma dei flussi globale del sistema (vedi Figura 5.12).

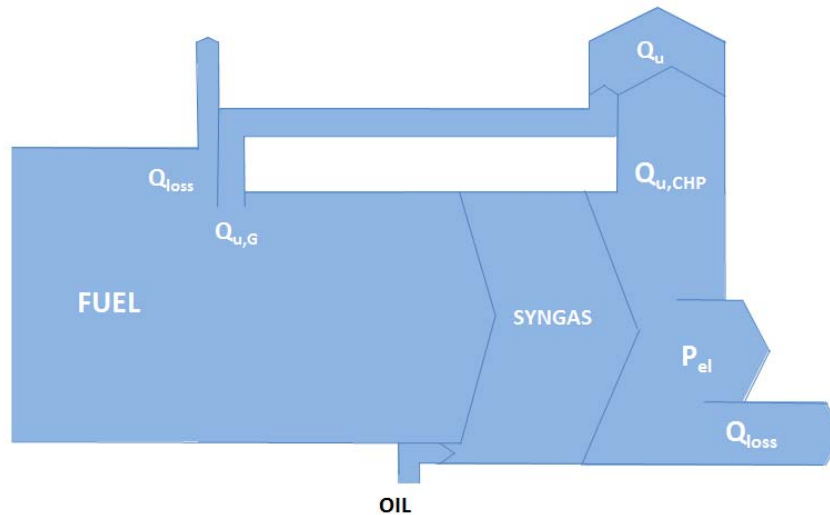


Figura 5.12 - Diagramma di Sankey del sistema Burkhardt

5.5 Analisi economica

5.5.1 Introduzione

La seguente analisi economica è volta a stabilire se le alternative impiantistiche al sistema cogenerativo in oggetto, che sono state individuate, sono economicamente sostenibili ed offrono un tasso di sconto in linea con la politica remunerativa della Siram S.p.A. Nel caso entrambi i casi studiati rispecchino i parametri voluti si chiede inoltre di stabilire quale soluzione sia economicamente conveniente, sia sotto l'aspetto di un maggior guadagno sia in quella di un tempo di ritorno dell'investimento inferiore.

5.5.2 Caso 1: sistema Burkhardt associato a caldaia a biomassa

Questa ipotesi comporta un rifacimento parziale dell'impianto con i conseguenti oneri economici connessi a tale scelta. Per contro, un sistema di piccola taglia alimentato a biomassa e olio combustibile rientra fra gli impianti che, secondo il "Quinto Conto Energia", hanno diritto ad accedere alla tariffazione incentivante, sotto forma di

“tariffa onnicomprensiva¹⁰”. Questa consente di beneficiare di un prezzo di vendita dell’energia elettrica prodotta ad un prezzo fissato per 15 anni, oltre che più conveniente rispetto a quella prodotta da centrali tradizionali.

La “costruzione” della tariffa non è immediata perché tiene conto di diversi fattori:

- il prezzo zonale del sito di costruzione;
- il tipo di fonte;
- il processo tecnologico scelto;
- la taglia e l’anno di messa in esercizio della centrale;
- etc.

L’incentivo aumenta anche se l’impianto che ne beneficia è un totale o parziale rifacimento di una centrale elettrica pre-esistente. Sono previsti in ultimo bonus ulteriori nel caso l’installazione abbia i requisiti di sistema di teleriscaldamento al alto rendimento e/o sia in grado di rispettare i limiti previsti sulle emissioni inquinanti.

Nel caso in esame poi la co-combustione di due combustibili entrambi incentivati, ma con tariffa diversa, ha reso necessaria un’interrogazione al GSE per dipanare ogni dubbio. Si infine stabilito che il prezzo per l’energia prodotta dal sistema Burkhardt e venduta in rete debba essere una media pesata fra la tariffa incentivata dei due combustibili, syngas (93,4%) e olio combustibile (6,6%), e che sia pari a 266,4 € /MWh. Maggiori informazioni sulla determinazione di tale valore sono disponibili in Allegato II.

L’analisi economica, per ovvi motivi di praticità numerica, è stata svolta con supporto del software Microsoft Office Excel. Si sceglie quindi di presentare le tabelle riassuntive di dati storici sul consumo dell’impianto, preventivi sui costi del combustibile ed opere ingegneristiche ed i risultati ottenuti per commentarli successivamente.

Le prime due tabelle (Tabella 5.9 e Tabella 5.10) caratterizzano l’impianto, le richieste dell’utenza e forniscono indicazioni generali sulle macchine utilizzate. Sono informazioni comuni ai due casi in analisi per cui non verranno ripetute, ma soltanto richiamate, nel prossimo caso studio.

¹⁰ La Tariffa Onnicomprensiva costituisce il meccanismo di incentivazione, alternativo ai Certificati Verdi, riservato agli impianti qualificati IAFR (impianto alimentato da fonti rinnovabili), di potenza nominale media annua non superiore ad 1 MW. La tariffa viene riconosciuta per un periodo di 15 anni, durante il quale resta fissa, in funzione della quota di energia immessa in rete.

La tariffa è detta “onnicomprensiva” in quanto il suo valore include una componente incentivante e una componente di valorizzazione dell’energia elettrica immessa in rete. Sino al termine del periodo di incentivazione, la tariffa costituisce l’unica fonte di remunerazione.

Condizioni di funzionamento		
PCI pellets	4,90	kWh/kg
Consumo cippato pellets	115,00	kg/h
Residui ceneri/carbonella	1,21	kg/h
Condensato (non pericoloso)	2,85	l/h
Consumo olio accensione (olio vegetale)	3,70	kg/h
ore funzionamento gassificatore	7000	h/anno
Potenza attuale installata utenze asservite TLR:	1300	kW
Energia prodotta	2552395	kWh/anno
Energia Termica Riscaldamento utenze	1107950	kWh/anno
Energia Parti comuni	408465	kWh/anno
Energia Perdita rete	734455,7	kWh/anno
Energia termica ACS utenze	301524,3	kWh/anno
Tariffa media vendita termia	123,6709	€/MWh
Ricavi annui	174311	€/anno
Energia Termica lorda (immessa nel TLR)	1400000	kWh/anno
Perdite di rete	402852,2	kWh/anno
Energia Termica Utile	997147,8	kWh/anno

Tabella 5.9 – Condizioni di funzionamento

DATI TECNICI		
Bilancio di potenza		
Potenza elettrica nominale / gassificatore	180	kWeI
Autoconsumi elettrici nominali / gassificatore\	3,3	kWeI
Autoconsumi vettoriamento TLR	9,3	kWeI
Perdite di rete / gassificatore	0	kWeI
Potenza elettrica netta / gassificatore	176,7	kWeI
Potenza elettrica netta generata	176,7	kWeI
Potenza termica utile / gassificatore	250	kWth
Potenza entrante / gassificatore	577,37	kWth
Potenza entrante con pellets / gassificatore	539,26	kWth
Potenza entrante con olio vegetale	38,11	kWth
Caldaie ad integrazione (Biomassa)		
Potenza nominale caldaie esistenti:	1,3	MW
Rendimento caldaie esistenti (stima)	85	%
Consumo biomasse / Produzione annua di energia		
Consumo annuo pellets	805	ton/anno
Residui ceneri/carbonella	8470	kg/anno
Condensato	19950	l/anno
Consumo olio accensione	25897,44	kg/anno
Energia elettrica lorda	1260000	kWh/anno
Energia elettrica consumata	23100	kWh/anno
Energia elettrica netta	1236900	kWh/anno
energia termica fornita (per produzione calore)	1400000	kWh/anno
energia alimentazione	4041570	kWh/anno
Caldaia ad integrazione (esistente a GPL)		
Energia Termica lorda (immessa nel TLR)	1152395	kWh/anno
Rendimento caldaia	0,85	
Perdite di rete (da inserire, in % Energia Termica Utile)	331603,5	kWh/anno
Energia Termica Utile	820791,5	kWh/anno
Consumo CH4	276685,5	kg/anno
Consumo EE x TLR da rete:	100	MWh/anno

Tabella 5.10 - Dati tecnici

DATI ECONOMICI				
Costi d'investimento				
Gassificatore	1128,575	k€		
Impianto Gassificazione Burkhardt	700	k€		
Caldaia a Biomassa (1.200 kWt)	200			
BOP meccanico / elettrico	228,575	k€		
TOT	1128,575	k€		
Costi Esercizio				
Gassificatore				
Costo Pellets	144900	€/anno	pari a	180 €/ton
Residui ceneri/carbonella	508,2	€/anno	pari a	0,06 €/kg
Condensato	1197	€/anno	pari a	0,06 €/kg
Consumo olio accensione	20717,95	€/anno	pari a	0,8 €/kg
O&M Impianto	35280	€/anno	pari a	28 €/MWh
TOT	202603,2	€/anno		
Caldaia ad integrazione (pellet)				
Pellet per caldaia integrazione	49803,39	€/anno	pari a	0,18 €/kg
EE per pompa TLR da acquistare	0	€/anno		
O&M Caldaia + accumulo + rete	0	€/anno		
TOT	49803,39	€/anno		
Spese generali				
Personale	0	€/anno		
Canone annuo affitto impianto	0	€/anno		
Canone annuo affitto ret TLR	0	€/anno		
Assicurazione	5399,857	€/anno		
Spese generali	24299,36	€/anno	pari a	1,00% fatturato
TOT	29699,22	€/anno	pari a	4,50% fatturato
TOT	252406,5	€/anno		
RICAVI				
Energia Elettrica gassificatore	329526,7	€/anno	pari a	266,4134 €/MWh
Energia Termica a TLR	174311	€/anno	pari a	123,670935 €/MWh
Cdi TLR Biomasse	36148	€/anno	pari a	25,82 €/MWh
TOT	539985,7	€/anno		

Tabella 5.11 - Costi d'investimento e d'esercizio

Esclusioni (indicate da Burkhardt)	N°	€/pezzo	€
1 Manufatto OUTDOOR per modulo GASSIFICATORE	1	45000	45000
2 Serbatoio pellets (31 mc)	2	7500	15000
3 Serbatoio olio vegetale (35 m3), completo di riscaldamento, coibentazioni.	1	20000	20000
4 Cabina elettrica (manufatto + 2 moduli certificati ENEL)	1	15000	15000
5 Pratiche Autorizzative	1	35000	35000
TOT			130000
Altre Esclusioni (SIRAM)			
1 Opere Civili	1	50000	50000
2 Opere Meccaniche	1	15000	15000
3 Opere Meccaniche caricamento esterno	1	0	0
4 Connessione Rete Elettrica	1	7500	7500
5 Connessione rete TLR	1	0	0
6 Camino	1	20000	20000
7 Contingencies	0,03	6075	6075
TOT			98575

Tabella 5.12 - Ripartizione costi BOP

Nel caso in corso di analisi, la Siram S.p.A. ha scelto di associare al cogeneratore una caldaia anch'essa alimentata a pellet, comprandone una ex-novo dal 1200 kW_{TH}. Ai costi d'investimento per i due macchinari vanno aggiunte opere civili, meccaniche e manufatti –così come indicato per esteso in Tabella 5.12-, racchiusi sotto l'acronico BOP, per un totale di circa 230 000 euro.

In un orizzonte temporale di 15 anni, periodo di durata dell'incentivazione, si possono stimare IRR¹¹, NPV¹² e PBP¹³ nel caso 1.1 (si veda Tabella 5.13) in cui non viene tenuto conto del costo di acquisto dell'impianto dall'attuale proprietario¹⁴ e di tutti i servizi annessi. Questa scelta, che non verrà replicata nel caso successivo, è atta a stimare la resa economica del solo sistema Burkhard associato a caldaia ausiliaria a biomassa, senza contestualizzarlo nel caso specifico.

INDICI ECONOMICI - Caso 1.1		
INTERNAL RATE OF RETURN	24,53%	%
NET PRESENT VALUE (CMPC 8,4%)	€ 1.175.236	€
Pay - back Period (CMPC 8,4%)	3,9	anni
Pay - back Attualizzato (CMPC 8,4%)	4,9	anni

Tabella 5.13 - Indici economici. Caso 1.1

I valori ottenuti denotano un investimento conveniente: è rispettato il tasso di sconto previsto dalle politiche economiche societarie a cui si aggiunge un utile attualizzato al quindicesimo anno di oltre 1 milione di euro; abbastanza rassicurante è anche il tempo del ritorno dell'investimento al netto dell'attualizzazione.

Ripetendo i calcoli nell'analogo caso in cui si debba tener conto dell'acquisto dell'impianto, caso 1.2 (Tabella 5.14), a parità delle altre condizioni, si verifica una forte contrazione di IRR ed NPV. Il PBP invece aumenta divenendo circa doppio, o triplo a seconda dell'indice che si prende in considerazione.

INDICI ECONOMICI - Caso 1.2		
INTERNAL RATE OF RETURN	9,29%	%
NET PRESENT VALUE (CMPC 8,4%)	€ 114.350	€
Pay - back Period (CMPC 8,4%)	7,92	anni
Pay - back Attualizzato (CMPC 8,4%)	13,7	anni

Tabella 5.14 - Indici economici. Caso 1.2

L'investimento diviene molto meno appetibile poiché un allungamento così significativo delle tempistiche di recupero dell'investimento consiglia un'analisi più attenta. Si moltiplicano infatti le possibilità che sopraggiungano problemi di affidabilità – si è

¹¹ Internal Rate of Return. Rappresenta il tasso composto annuale di ritorno effettivo generato dall'investimento, ovvero il suo rendimento.

¹² Net Present Value. Realizza una sommatoria cumulata di flussi di cassa attualizzandoli. Stima il guadagno netto di un investimento dopo un lasso di tempo predefinito attualizzandolo a quella data scadenza.

¹³ Pay back period. Stima il lasso di tempo affinché l'investimento ripaghi il capitale iniziale.

¹⁴ Il prezzo non è stato completamente definito, ma il prezzo di 1150000 euro appare verosimile.

pur sempre al cospetto di una tecnologia ancora “giovane”- o altre problematiche non prevedibili a priori.

Il valore estremamente basso, se rapportato all’investimento iniziale, dell’NPV, sconsiglia decisamente l’investimento nel caso in cui questo sia legato ad interessi puramente di remunerazione economica.

5.5.3 Caso 2: nuova caldaia a metano

Questo caso è decisamente più semplice e richiede un investimento molto limitato. In breve consiste nell’adibire un nuovo alloggiamento e i relativi alloggiamenti per una nuova caldaia a metano, di taglia minore (1300 kW) e maggiore rendimento.

DATI ECONOMICI		
Costi d'investimento		198 kt
Gassificatore	198,45	kt
Impianto Gassificazione Burkhardt	0	kt
Caldaia a Metano 1300 kw	60	
BOP meccanico / elettrico	138	kt
Numero di gassificatore	1	
Costi Esercizio		61.631
Gassificatore	0	l/anno
Costo Pellets	0	l/anno
Residui ceneri/carbonella	0,0	l/anno
Condensato	0,0	l/anno
Consumo olio accensione	0,0	l/anno
O&M Impianto	0	l/anno
Caldaia ad integrazione (pellet)	61.631	l/anno
Pellet per caldaia integrazione	61.631	l/anno
EE per pompa TLR da acquistare	0	l/anno
O&M Caldaia + accumulo + rete	0	l/anno
Spese generali	25.000	
Personale	0	l/anno
Canone annuo affitto impianto	0	l/anno
Canone annuo affitto ret TLR	0	l/anno
Assicurazione	5.000	l/anno
Spese generali	20.000	l/anno
RICAVI		174.311
Energia Elettrica gassificatore	0	l/anno
Energia Termica a TLR	174.311	l/anno
Cdi TLR Biomasse	0	l/anno
TEE	0	l/anno

Tabella 5.15 - Costi d'investimento e d'esercizio

2 Esclusioni (indicate da Burkhardt)				50.000
1	Manufatto OUTDOOR per modulo GASSIFICATORE	1	0	0
2	Serbatoio pellets (31 mc)	2	0	0
3	Serbatoio olio vegetale (35 m3), completo di riscaldamento, coib	1	0	0
4	Cabina elettrica (manufatto + 2 moduli certificati ENEL (I))	1	15.000	15.000
5	Pratiche Autorizzative (compresa Ingegneria)	1	35.000	35.000
3 Altre Esclusioni (SIRAM)				88.450
1	Opere Civili	1	50.000	50.000
2	Opere Meccaniche	1	15.000	15.000
3	Opere Meccaniche caricamento esterno	1	0	0
4	Connessione Rete Elettrica	1	0	0
5	Connessione rete TLR	1	0	0
6	Camino	1	20.000	20.000
7	Contingencies	3%	3.450	3.450

Tabella 5.16 – Ripartizione costi BOP

In questo caso non è necessario splittare il caso studio in due sotto-casi, così come fatto nel paragrafo precedente, poiché non è di alcuna utilità simulare la resa economica di una caldaia. Si passa quindi direttamente alla Tabella 5.17 dove sono esplicitati i risultati economici ottenuti. L'orizzonte temporale viene mantenuto di 15 anni per meglio operare il confronto con i casi precedenti.

INDICI ECONOMICI - Caso 2		
INTERNAL RATE OF RETURN	5,49%	%
NET PRESENT VALUE (CMPC 8,4%)	-€ 135.616	€
Pay - back Period (CMPC 8,4%)	11,96	anni
Pay - back Attualizzato (CMPC 8,4%)	>15	anni

Tabella 5.17 - Indici economici. Caso 2

È abbastanza evidente come, nonostante l'investimento iniziale ben più modesto, il mancato introito derivante dalla “non produzione” di energia elettrica a tariffa incentivata determini una forte perdita, così come dimostrato dall'NPV negativo. Il PB attualizzato supera inoltre la soglia temporale di riferimento.

5.5.4 Confronto fra i risultati ottenuti e conclusioni

Il confronto fra i casi analizzati è estremamente semplice: il sistema Burkhardt ha mostrato potenzialità interessanti sia in termini tecnici che di remunerazione economica. Una sua applicazione nell'impianto di Credaro, visto il prezzo di acquisto dello stesso, si è dimostrato non essere attualmente conveniente.

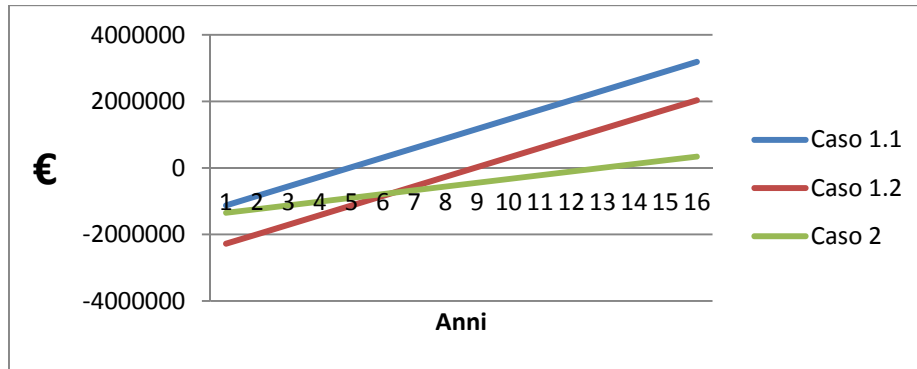


Figura 5.13 - Confronto fra i valori del PBP per i casi analizzati

Preso atto dei risultati di tale analisi la Siram S.p.A. ha deciso di sospendere il progetto ed eventualmente rimanere in contatto con il fornitore tedesco per impiegare il cogeneratore a biomassa in altro luogo.

Conclusioni

Nei capitoli iniziali sono state analizzate le principali problematiche legate allo sfruttamento energetico della biomassa concludendo che la bassa densità energetica rispetto alle fonti fossili unitamente alle difficoltà di approvvigionamento in zone non attigue ai bacini di raccolta sono le cause principali che ne limita la diffusione. Alla luce di ciò e tenendo in considerazione il ruolo che tale fonte può ricoprire nell'ottica di reale riduzione delle emissioni inquinanti, specialmente di CO₂, nonché quello nella riqualificazione di aree agricole soggette a degrado -apportando anche un incremento della biodiversità locale- una diffusione delle centrali che valorizzano la biomassa a fini energetici è ben vista, specie in numerose realtà di piccola taglia in grado di sfruttare le risorse prodotte dal territorio nelle immediate vicinanze.

Una spinta importante alla diffusione e allo sviluppo delle tecnologie descritte, non ancora sufficientemente radicate nel sistema di produzione energetico nazionale, dovrebbe essere fornita da adeguati incentivi. Questi stanno invece oggi venendo meno poiché in passato sono state erroneamente sovra-incentivate tecnologie ancora molto lontane dall'essere competitive con le fonti tradizionali il che ha comportato, come per il solare fotovoltaico, bolle speculative che sono ormai scoppiate con il risultato di aver speso molto alla luce dei pochi progressi ottenuti.

Una volta approfonditi gli aspetti descrittivi della tecnologia di gassificazione della biomassa, nella seconda parte di questo lavoro è stato analizzato, per conto della Siram S.p.A, un cogeneratore alimentato tramite un gassificatore in grado di convertire il pellet in un gas combustibile. Tale sistema, il Burkhardt, è stato analizzato sia dal punto di vista del funzionamento tecnico che da quello di fattibilità economica. Si è anche deciso di compiere una modellizzazione del solo simulatore quale strumento per comprendere appieno il funzionamento del macchinario, compiere analisi di sensibilità -come ad esempio sul tipo di biomassa alimentata- e che verrà lasciato a disposizione dell'azienda per future iniziative di equivalente natura tecnologica.

Tale simulazione è stata eseguita per mezzo del software di calcolo GS, sviluppato presso il Politecnico di Milano, grazie al quale è stato possibile ottenere dei risultati molto prossimi a quelli riportati nella documentazione messa a disposizione dal fornitore confermando le buone prestazioni della macchina.

L'analisi economica svolta successivamente ha mostrato anche una buona capacità di remunerazione del sistema Burkhardt sfruttando le tariffazioni incentivanti per la tipologia di biomassa alimentata alla data in cui lo studio è stato commissionato.

Nonostante i pareri positivi in termini di

- facilità d'installazione;
- compattezza della macchina;
- efficienza energetica;
- ritorno del capitale;

le condizioni di messa in opera del sistema, che prevedono l'acquisto della centrale sita nel Comune di Credaro con annessi i servizi di teleriscaldamento, uniti alla congiuntura economica che ha comportato per l'azienda seri problemi nella riscossione dei crediti dai clienti e conseguente cassa integrazione per decine di dipendenti ha comportato la sospensione a tempo indeterminato del progetto.

ALLEGATO I

Algoritmo del programma di simulazione con GS

1.File gs.inp

```

DATA FILE FOR GS VERSION 3.13

$* COMPONENT DATA
A 1 5 Air filter 1 1 1 2
0 0 0 0 0 0
B 1 1 Compressor 1 1 2 3
1.2 .905 .895 2.1e4 .9970 0.08 .071081 0.0
0 1 1 1 1
C 1 6 SplitterTAR 1 2 6 7 8
0.10
1 17 1 0 0
D 1 6 SplitterCH4 1 2 7 9 10
0.52
1 2 1 0 0
E 1 6 SplitterCs 1 2 9 4 11
.01
1 25 1 0 0
F 1 5 Mixer1 2 1 4 3 5
.01 .0 .0
0 0 1 0 0 0
G 1 4 Scambiatore1 2 2 13 5 14 12
.9 .034 .00 .002 .5 .5 10. 1.e-3
2 1 1 1 1 0
H 1 5 Mixer2 1 1 12 15
.00 000 .0
0 0 0 0 0
I 1 5 MixerReatt 1 1 15 16
0 0.2 0.86
3 0 1 0 0
J 1 6 SplitterPR 1 2 16 17 13
1.0
0 26 1 0 0
K 1 5 Mixer3 3 1 8 10 17 18
0 0 .0
0 0 0 0 0
L 1 4 Scambiatore1 2 2 18 19 21 20
.9 .003 .02 .007 350 15 370. 1.e-3
4 1 1 1 1 0
M 1 4 ScambiatA2 2 2 21 22 24 23
.9 .003 .02 .007 330 15 40. 1.e-3
4 1 1 1 1 0
N 1 6 CicloneTar 1 2 24 25 26
0.99
0 17 1 0 0
O 1 4 Scambiatore3 2 2 25 27 29 28
.9 .003 .02 .007 90 15 20. 1.e-3
2 1 1 1 1 0 0
P 1 6 Condensatore 1 2 29 31 30
1.0
-1 0 0 1 0
Q 1 1 Compressor 1 1 31 32
1.07 .705 .705 2.1e4 .95 0.28 0 0.0
0 1 1 1 1
$* END OF COMPONENT DATA

```

ANO	AMQ	28.0	1.01325	100.0	-0.085	AN	CR4	CO	CO5	CO2	CRH2	CRH4	CRH6	CRH8	R2	R2O	R25	NR3	N2	O2	SO2	CRH0	CRH10	CRH8	CRH12	CRH6	CRH10	CRH12	R2O(L)(S)	AA					
						< 1	> 2	> 3	> 4	> 5	> 6	> 7	> 8	> 9	> 10	> 11	> 12	> 13	> 14	> 15	> 16	> 17	> 18	> 19	> 20	> 21	> 22	> 23	> 24	> 25	> 26				
1	18.0	1.0133	0.40	21E																															
2	28.0	1.0133	0.403	21E																															
3	28.0	1.5133	0.403	21E																															
4	18.0	1.0133	0.30	GRH																															
5	21.0	1.1	1.485	GRH																															
6	18.0	1.01325	0.39	GRH*																															
7	18.0	1.0133	0.30	GRH																															
8	18.0	1.0133	0.30	GRH*																															
9	18.0	1.0133	0.30	GRH																															
10	18.0	1.0133	0.30	GRH*																															
11	18.0	1.0133	0.30	GRH*																															
12	18.0	1.020	1.485	GRH																															
13	600.0	1.013	0.31	GRH*																															
14	300.0	1.013	0.031	GRH*																															
15	18.8	1.020	1.485	GRH																															
16	800.0	1.030	1.485	GRH*																															
17	800.0	1.013	1.474	GRH																															
18	800.0	1.013	1.492	GRH																															
19	80.0	1.013	9.8	WATER																															
20	95.0	1.013	9.8	WATER																															
21	480.0	1.011	1.492	GRH																															
22	80.0	1.013	7.65	WATER																															
23	95.0	1.013	7.65	WATER																															
24	120.0	1.008	1.49	GRH																															
25	120.0	0.99	1.43	GRH																															
26	120.0	0.963	0.06	GRH*																															
27	18.0	1.013	4.0	21E																															
28	30.0	1.013	4.0	21E																															
29	32.0	0.93	1.43	GRH																															
30	22.0	0.93	0.017	WATER																															
31	22.0	0.93	1.87	GRH																															
32	60.0	1.034	1.87	GRH																															

10 (g)	15.0	1.01	1.4738	-4688.94	11.528	0.10094E-1	1.0094	16.043	0.62916E-1
11 (g)	15.0	1.01	0.0004	-6.95	0.454	0.26710E-3	0.26710E-1	12.011	0.22238E-2
12 (gw)	18.5	1.00	0.8455	-2268.56	7.194	0.53112	53.112	24.583	2.1605
13 (g)	886.1	1.00	0.0003	948.67	6.482	0.21193E-2	0.21193	69.610	0.30445E-2
14 (g)	300.0	0.97	0.0003	280.07	5.685	0.21193E-2	0.21193	69.610	0.30445E-2
15 (gw)	18.5	1.00	0.8455	-2268.56	7.194	0.53112	53.112	24.583	2.1605
16 (g)	886.1	1.00	3.9463	-2268.86	9.881	0.53112	53.112	24.314	2.1845
17 (g)	886.1	1.00	3.9621	-2281.75	9.895	0.52900	52.900	24.251	2.1814
18 (g)	845.1	1.00	3.8506	-2323.15	9.989	0.54064	54.064	24.072	2.2460
19 (w)	80.0	1.01	0.0010	-15635.22	4.591	5.0129	501.29	0.000	27.825
20 (w)	95.0	0.99	0.0010	-15572.18	4.766	5.0129	501.29	0.000	27.825
21 (g)	450.0	1.00	2.4975	-2911.79	9.343	0.54064	54.064	24.072	2.2460
22 (w)	80.0	1.01	0.0010	-15635.22	4.591	3.8159	381.59	0.000	21.181
23 (w)	95.0	0.99	0.0010	-15572.18	4.766	3.8159	381.59	0.000	21.181
24 (g)	120.0	1.00	1.3619	-3359.87	8.520	0.54064	54.064	24.072	2.2460
25 (g)	120.0	1.00	1.3647	-3366.81	8.530	0.53911	53.911	24.021	2.2443
26 (g)	120.0	1.00	0.3483	-904.14	4.314	0.15229E-2	0.15229	94.110	0.16182E-2
27 (g)	15.0	1.01	0.8197	-100.84	6.866	4.0000	400.00	28.851	13.864
28 (g)	33.2	0.99	0.8892	-82.48	6.934	4.0000	400.00	28.851	13.864
29 (gw)	32.0	0.93	1.0483	-3503.94	8.127	0.53911	53.911	24.021	2.2443
30 (w)	32.0	0.93	0.0010	-15836.08	3.980	0.54092E-2	0.54092	0.000	0.30024E-1
31 (g)	32.0	0.93	1.1319	-3378.96	8.192	0.53370	53.370	24.102	2.2143
32 (g)	44.8	1.03	1.0607	-3362.80	8.208	0.53370	53.370	24.102	2.2143

Point #	Ar	CH4		CO		COS		CO2		C2H2		C2H4		C2H6		C3H8		H2		
	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%
amb	0.920	0.000	0.000	0.000	0.000	0.030	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1 (g)	0.920	0.000	0.000	0.000	0.000	0.030	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
2 (g)	0.920	0.000	0.000	0.000	0.000	0.030	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
3 (g)	0.920	0.000	0.000	0.000	0.000	0.030	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
4 (gw)	0.000	5.734	18.802	0.000	14.986	0.000	0.000	0.746	0.000	24.838	0.000	0.000	0.350	0.000	11.644	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
5 (gw)	0.489	2.688	8.814	0.000	7.041	0.000	0.000	0.350	0.000	11.644	0.000	0.000	0.700	0.000	23.302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
6 (gw)	0.000	11.207	17.639	0.000	14.059	0.000	0.000	0.700	0.000	23.302	0.000	0.000	0.701	0.000	23.337	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
7 (gw)	0.000	11.224	17.666	0.000	14.080	0.000	0.000	0.701	0.000	23.337	0.000	0.000	0.745	0.000	24.784	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
8 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
9 (gw)	0.000	5.721	18.761	0.000	14.953	0.000	0.000	0.745	0.000	24.784	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
10 (g)	0.000	100.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
11 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
12 (gw)	0.489	2.688	8.814	0.000	7.041	0.000	0.000	0.350	0.000	11.644	0.000	0.000	0.700	0.000	23.302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
13 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
14 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
15 (gw)	0.489	2.688	8.814	0.000	7.041	0.000	0.000	0.350	0.000	11.644	0.000	0.000	0.700	0.000	23.302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
16 (g)	0.484	0.223	21.506	0.000	11.422	0.000	0.000	0.000	0.000	19.208	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
17 (g)	0.484	0.223	21.536	0.000	11.438	0.000	0.000	0.000	0.000	19.235	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
18 (g)	0.470	3.018	20.917	0.000	11.109	0.000	0.000	0.000	0.000	18.682	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
21 (g)	0.470	3.018	20.917	0.000	11.109	0.000	0.000	0.000	0.000	18.682	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
24 (g)	0.470	3.018	20.917	0.000	11.109	0.000	0.000	0.000	0.000	18.682	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
25 (g)	0.471	3.020	20.932	0.000	11.117	0.000	0.000	0.000	0.000	18.695	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
26 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
27 (g)	0.920	0.000	0.000	0.000	0.030	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
28 (g)	0.920	0.000	0.000	0.000	0.030	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
29 (gw)	0.471	3.020	20.932	0.000	11.117	0.000	0.000	0.000	0.000	18.695	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
31 (g)	0.477	3.061	21.216	0.000	11.268	0.000	0.000	0.000	0.000	18.949	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
32 (g)	0.477	3.061	21.216	0.000	11.268	0.000	0.000	0.000	0.000	18.949	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Point #	H2O		H2S		NH3		N2		O2		SO2		C6H6O		C4H10		C4H8	
	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%	mol	%
amb	1.034	0.000	0.000	0.000	77.282	77.282	20.733	20.733	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1 (g)	1.034	0.000	0.000	0.000	77.282	77.282	20.733	20.733	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
2 (g)	1.034	0.000	0.000	0.000	77.282	77.282	20.733	20.733	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
3 (g)	1.034	0.000	0.000	0.000	77.282	77.282	20.733	20.733	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
4 (gw)	0.000	0.035	0.754	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.452	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
5 (gw)	1.735	0.016	0.353	41.053	11.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.681	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
6 (gw)	0.000	0.033	0.707	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.514	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
7 (gw)	0.000	0.033	0.708	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.365	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
8 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	100.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
9 (gw)	0.000	0.035	0.752	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.449	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
10 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
11 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
12 (gw)	1.827	0.016	0.353	41.053	11.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.681	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
13 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
14 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
15 (gw)	1.827	0.016	0.353	41.053	11.014	0.000	0.000	0.000	0.000	0.681	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
16 (g)	6.221	0.016	0.004	40.777	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
17 (g)	6.230	0.016	0.004	40.834	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
18 (g)	6.051	0.016	0.004	39.660	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.073	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
21 (g)	6.051	0.016	0.004	39.660	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.073	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
24 (g)	6.051	0.016	0.004	39.660	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.073	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
25 (g)	6.055	0.016	0.004	39.689	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
26 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	100.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
27 (g)	1.034	0.000	0.000	77.282	20.733	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
28 (g)	1.034	0.000	0.000	77.282	20.733	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
29 (gw)	4.718	0.016	0.004	39.689	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
31 (g)	4.781	0.016	0.004	40.227	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
32 (g)	4.781	0.016	0.004	40.227	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Point #	C5H12	C3H6	C5H10	C6H12	H2O(L)	C(S)	As	HHV	LHV
	mol %	mol %	mol %	mol %	mol %	mol %	mol %	MJ/kg	MJ/kg
amb	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
1 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
2 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
3 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
4 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	10.616	21.736	0.301	16.249	15.030
5 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	3.791	10.190	0.141	6.150	5.681
6 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	9.959	20.598	0.282	18.262	16.840
7 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	9.974	20.629	0.282	18.153	16.731
8 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	33.176	31.774
9 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	10.592	21.908	0.300	16.271	15.054
10 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	55.495	50.010
11 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	100.000	0.000	32.763	32.763
12 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	3.699	10.190	0.141	6.151	5.683
13 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	100.000	0.000	0.000
14 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	100.000	0.000	0.000
15 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	3.699	10.190	0.141	6.151	5.683
16 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.139	4.960	4.491
17 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	4.980	4.509
18 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.003	5.436
21 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.003	5.436
24 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	6.003	5.436
25 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	5.926	5.362
26 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	33.176	31.774
27 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
28 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.016	0.000
29 (gw)	0.000	0.000	0.000	0.000	1.338	0.000	0.000	5.902	5.337
31 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	5.962	5.416
32 (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	5.962	5.416

```

iiiiiiiiiiiiiiiiiiii OVERALL CYCLE PERFORMANCES iiiiiiiiiiiiiiiiiii
Gas turbine:          net electric power, MW =      0.00
                    mass flow, kg/s =      33.11
                    electric specific work, kJ/kg =      0.0
                    GT electric HHV efficiency, % =      0.00
                    GT electric LHV efficiency, % =      0.00
Power plant:         number of gas turbines =      1
                    steam cycle net power, MWe =      0.00
                    fuel cell net power, MWe =      0.00
                    auxiliaries electric power, MWe =     -2.23
                    overall net power, MWe =     -2.23
                    electric specific work, kJ/kg =     -67.2
                    net electric HHV efficiency, % = *****
                    net electric LHV efficiency, % = *****

```

ALLEGATO II

Composizione del prezzo di vendita dell'energia elettrica

Dal Decreto Rinnovabili del 6.7.2012 per gli impianti di generazione elettrica a biomassa inferiori a 1 MW accedono direttamente agli incentivi gli impianti di potenza fino a 200 kW. Sono inoltre ammessi ai meccanismi di incentivazione gli impianti oggetto di interventi di rifacimento totale o parziale con i limiti di potenza stabiliti dal Titolo IV del suddetto decreto e riassunti per le biomasse in Tabella A.

Per gli impianti nuovi che entrano in esercizio nell'anno 2013, il valore delle tariffe incentivanti è individuato, per ciascuna fonte, tipologia di impianto e classe di potenza, dall'Allegato 1 di cui è qui presentato un estratto relativo alle biomasse. Per i medesimi impianti che entrano in esercizio negli anni successivi, il valore delle tariffe incentivanti base indicate nella Tabella 1.1 dell'Allegato 1 è decurtato del 2% all'anno, con arrotondamento commerciale alla terza cifra decimale.

Per gli impianti oggetto di integrale ricostruzione*, riattivazione**, rifacimento***, potenziamento e per gli impianti ibridi, il livello di incentivazione spettante è determinato applicando le condizioni e le modalità indicate in Allegato 2 ai valori delle tariffe incentivanti per i nuovi impianti stabilite dall'Allegato 1.

Ferme restando le determinazioni dell'Autorità in materia di dispacciamento, per gli impianti di potenza fino a 1 MW, il GSE provvede, ove richiesto, al ritiro dell'energia elettrica immessa in rete erogando, sulla produzione netta immessa in rete, una tariffa incentivante omnicomprensiva determinata in relazione alla fonte, alla tipologia dell'intervento e alla potenza dell'impianto, sulla base dell'Allegato 1 e delle altre pertinenti disposizioni del decreto.

Per impianti alimentati a biomassa appartenente alla Tipologia B con potenza inferiore ad 1 MWel nuovi o soggetti ad integrale ricostruzione la tariffa è la seguente:

$$I_{INT.RIC} = (T_b + P_R - P_{ZMA}) \cdot D + P_{ZMA}$$

La definizione di tale variabili e il loro valore per il caso in esame (pellet di biomassa) è definito nella tabella seguente:

Tariffa base (T _b)=	257	[€/MWh]
Prezzo zonale medio annuo precedente(P _{zma})=	74,72	[€/MWh]
Coefficiente di gradazione ricostruzione tot. (D) =	0,9	
Premi (Pr) :		
Premio TLR CAR =	40	[€/MWh]
Premio Low emission ¹ =	30	[€/MWh]

¹ Valori limite di emissioni previsti dalla normativa per aver diritto al premio relativo. I valori sono espressi in mg/Nmc: NO_x<200 , CO<200, SO₂<150, Dust<10

Da calcoli svolti si evince che il sistema Burkhardt in esame ha diritto al premio di TLR CAR, che spetta agli impianti di teleriscaldamento ad alto rendimento.

Per il calcolo dell'incentivo per l'olio combustibile si procede in modo analogo; la Tariffa base scende a 121 €/MWh.

La tariffa omnicomprensiva risultate è una somma pesata sui combustibili utilizzati.

Per concludere si riportano alcune tabelle e definizioni utili al fine di meglio comprendere i calcoli svolti.

Tabella A	2013	2014	2015
	MW	MW	MW
Biomasse tipologia "a" e "b"	65	65	65
Biomasse tipologia "c"	70	70	70

ESTRATTO DELLA TABELLA 1.1 DI ALLEGATO 1 DELLA NORMATIVA				
Biomasse	a) prodotti di origine biologica	1<P≤300	20	229
		300<P≤1000	20	180
		1000<P≤5000	20	133
		P>5000	20	122
	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	257
		300<P≤1000	20	209
		1000<P≤5000	20	161
		P>5000	20	145
	c) rifiuti per i quali la frazione biodegradabile è determinata forfettariamente con le modalità di cui all'Allegato 2	1<P≤5000	20	174
		P>5000	20	125
	Bioliquidi sostenibili	1<P≤5000	20	121
		P>5000	20	110

Definizioni:

- 1) Integrale ricostruzione*: è l'intervento che prevede la realizzazione di un impianto alimentato da fonti rinnovabili in un sito sul quale, prima dell'avvio dei lavori, preesisteva un altro impianto di produzione di energia elettrica, del quale può essere riutilizzato un numero limitato di infrastrutture e opere preesistenti, come specificato, in relazione a ciascuna fonte e tipologia di impianto, nell'allegato 2 della normativa incentivante
- 2) Riattivazione** di un impianto alimentato da fonti rinnovabili: è la messa in servizio di un impianto,
- 3) Rifacimento*** di un impianto alimentato da fonti rinnovabili: è l'intervento finalizzato al mantenimento in piena efficienza produttiva dell'impianto e può includere sostituzioni,
- 4) ricostruzioni e lavori di miglioramento di varia entità e natura, da effettuare su alcuni dei principali macchinari ed opere costituenti l'impianto. Il rifacimento è considerato totale o parziale a seconda del rilievo dell'intervento complessivamente effettuato, come specificato, in relazione a ciascuna fonte e tipologia di impianto, nell'allegato 2 della normativa incentivante.