



Agenzia Nazionale per le Nuove Tecnologie,  
l'Energia e lo Sviluppo Economico Sostenibile



*Ministero dello Sviluppo Economico*

RICERCA DI SISTEMA ELETTRICO

Valutazione economica dei processi

*M. Fadda, E. Maggio*



Report RdS/2010/15

## VALUTAZIONE ECONOMICA DEI PROCESSI

Marcella Fadda, Enrico Maggio

Settembre 2010

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico – ENEA

Area: Produzione e Fonti Energetiche

Tema: Tecnologie di gassificazione del carbone con cattura e sequestro della CO<sub>2</sub>

Responsabile Tema: Paolo Deiana, ENEA

**PIATTAFORMA PILOTA  
PER LA PRODUZIONE E IL TRATTAMENTO DEL SYNGAS DA CARBONE**

**PROGETTO DI RICERCA CERSE 2<sup>^</sup> ANNUALITÀ**

OR 1: SPERIMENTAZIONE E OTTIMIZZAZIONE DI IMPIANTI DI GASSIFICAZIONE

OR2: SPERIMENTAZIONE E OTTIMIZZAZIONE DI SISTEMI DI PULIZIA E TRATTAMENTO A FREDDO DEL SYNGAS

OR3: STUDIO E SPERIMENTAZIONE DI PROCESSI DI CATTURA DELLA CO<sub>2</sub> CON RIGENERAZIONE DEI SOLVENTI

**RELAZIONE TECNICA**

**VALUTAZIONE ECONOMICA DEI PROCESSI**

 <p><b>SOTACARBO</b> SOCIETÀ TECNOLOGIE AVANZATE CARBONE S.P.A.</p>		<b>PROGETTO DI RICERCA CERSE 2</b>
<b>Rev.</b>	<b>Data</b>	Marcella Fadda Enrico Maggio
2	30.09.2010	

## **Premessa**

Il presente documento è riferito alle attività indicate nell'allegato tecnico all'Accordo di collaborazione tra ENEA e Sotacarbo "Tecnologie innovative che consentono la riduzione dei costi di investimento delle centrali a polverino di carbone". Ha partecipato alla stesura del presente documento tutto il personale dell'area tecnica.

In particolare:

- per il raggiungimento dell'obiettivo "OR1 – Sperimentazione e ottimizzazione di impianti di gassificazione" sono state eseguite una serie di attività sperimentali per ottimizzare il processo di gassificazione, di produzione di energia elettrica e idrogeno mediante la gassificazione del carbone in letto fisso up-draft nella piattaforma pilota Sotacarbo.
- per il raggiungimento dell'obiettivo "OR2 – Sperimentazione e ottimizzazione di sistemi di pulizia e trattamento a freddo del syngas", sono state eseguite una serie di attività sperimentali per analizzare le prestazioni del processo di lavaggio, desolforazione e separazione delle polveri e tar presenti nel syngas proveniente dall'unità di gassificazione del carbone.
- per il raggiungimento dell'obiettivo "OR3 – Studio e sperimentazione di processi di cattura della CO<sub>2</sub> con rigenerazione dei solventi", sono state eseguite una serie di attività sperimentali per analizzare le prestazioni del processo di assorbimento, con solventi liquidi, dell'anidride carbonica contenuta nel syngas derivante dalla gassificazione del carbone.

Le elaborazioni economiche riportate nella presente relazione riguardano tutte le prove effettuate nell'ambito del progetto.

## Indice

<b>Premessa</b> .....	2
<b>1. Introduzione</b> .....	4
<b>2. Configurazione impiantistica</b> .....	5
2.1 Sezione di gassificazione .....	6
2.2 Sezione di lavaggio del syngas .....	7
2.3 Sezione di desolforazione a freddo del syngas .....	8
2.4 Sezione di produzione di energia elettrica .....	9
2.5 Sezione di desolforazione a caldo del syngas .....	9
2.6 Sezione di co-shift .....	10
2.7 Sezione di assorbimento dell'anidride carbonica.....	12
2.8 Sezione di purificazione dell'idrogeno .....	12
2.9 Principali apparecchiature ausiliarie .....	13
2.10 Sistema di campionamento e analisi .....	14
<b>3. Organizzazione della campagna sperimentale</b> .....	16
3.1 Programmazione e obiettivi delle singole prove .....	16
3.2 Combustibile impiegato .....	18
<b>4. Apparecchiature coinvolte nei test sperimentali</b> .....	20
<b>5. Valutazioni economiche delle prove di gassificazione e di generazione di energia elettrica</b> .....	22
<b>6. Valutazioni economiche delle prove di produzione idrogeno</b> .....	30
<b>7. Valutazioni economiche delle prove di co-gassificazione carbone e biomasse</b> .....	34
<b>7. Conclusioni</b> .....	36

## **Sperimentazione di processi di gassificazione con produzione di energia elettrica e idrogeno**

### **1. Introduzione**

Nell'ambito delle attività di ricerca per lo sviluppo di un processo di gassificazione del carbone e trattamento del syngas per una produzione di idrogeno ed energia elettrica a emissioni estremamente ridotte di agenti inquinanti e di anidride carbonica, Sotacarbo ha recentemente sviluppato una piattaforma pilota (figura 1.1) comprendente due impianti di gassificazione in letto fisso up-draft (tecnologia Wellman-Galusha) e una linea per la depurazione e lo sfruttamento energetico del syngas.



*Figura 1.1. La piattaforma pilota Sotacarbo.*

In particolare, le sperimentazioni di cui è oggetto il presente documento sono state effettuate nell'impianto pilota della piattaforma.

Tale impianto, oltre alla sezione di gassificazione (descritta più nel dettaglio nel documento “Sperimentazione in continuo dei processi di gassificazione”), comprende due differenti linee di trattamento del syngas (descritte più nel dettaglio al capitolo 2 del presente documento), dedicate una alla produzione di energia elettrica e una al trattamento a caldo del syngas per la produzione di idrogeno.

## 2. Configurazione impiantistica

Con riferimento alla figura 2.1, il syngas proveniente dal gassificatore pilota viene inviato a una unità compatta che è composta da tre differenti colonne: una torre di lavaggio (scrubber) per il raffreddamento del syngas e la prima rimozione di polveri e tar; un primo stadio di desolfurazione a freddo (necessario per il funzionamento con carboni ad alto tenore di zolfo), utilizzando una soluzione acquosa di soda; un precipitatore elettrostatico (ESP) per la rimozione delle polveri e del tar residui.

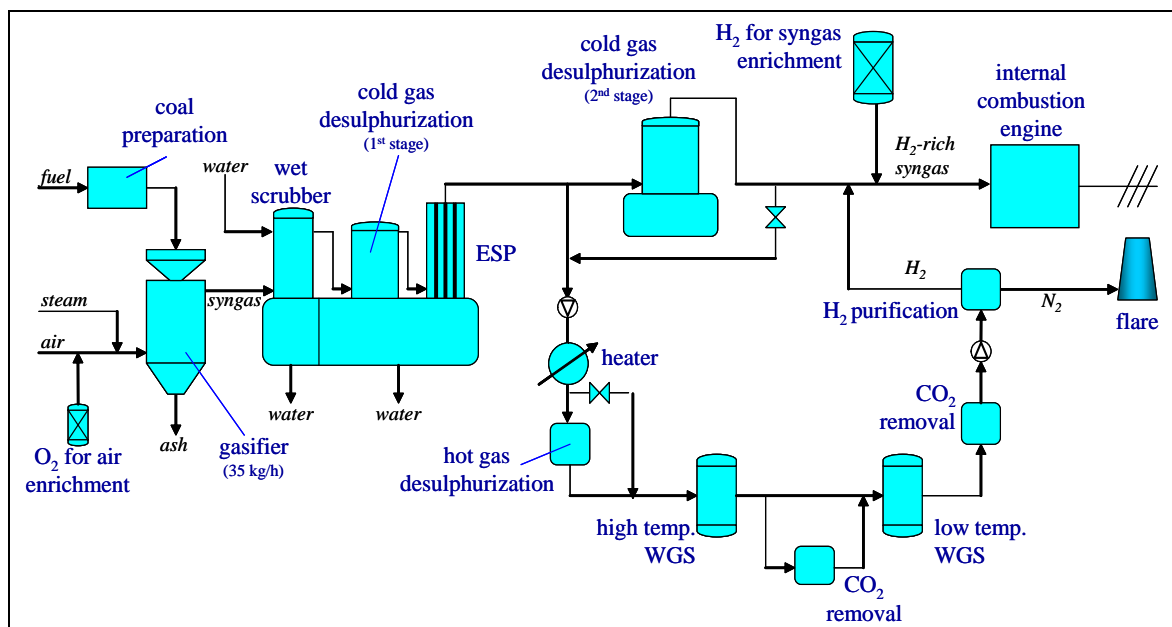


Figura 2.1. Schema di flusso semplificato dell'impianto pilota.

A valle del precipitatore elettrostatico, nelle condizioni nominali di funzionamento, il syngas può essere inviato completamente al secondo stadio di desolfurazione a freddo, utilizzando una miscela di soda e ipoclorito di sodio in soluzione acquosa e, successivamente, a un motore a combustione interna da circa 24 kW (elettrici) per la produzione di energia elettrica.

Una porzione del syngas prodotto, pari a circa 20-25 Nm<sup>3</sup>/h, può essere inviata, in alternativa, alla linea di trattamento a caldo del syngas per la produzione di idrogeno. In tale linea il gas è riscaldato (fino a circa 350-400 °C) e inviato a un sistema di desolfurazione a caldo, seguito da un sistema integrato di CO-shift e assorbimento della CO<sub>2</sub>, seguito dall'unità di purificazione dell'idrogeno. In particolare, l'unità di desolfurazione a caldo comprende due reattori, in configurazione lead-leg, riempiti con un sorbente a base di ossido di zinco, che consentono una

rimozione accurata (fino a 1 ppm) dei composti dello zolfo presenti nel syngas. L'unità di CO-shift e assorbimento della CO<sub>2</sub> (quest'ultimo effettuato mediante una soluzione acquosa di monoetanolamina in un reattore a bolle) consente l'arricchimento in idrogeno del syngas, idrogeno che viene successivamente purificato in una unità PSA (pressure swing adsorption) fino a una purezza dell'ordine del 97%, come è risultato dalla prima campagna sperimentale sull'impianto. Tale purezza, pur essendo significativamente inferiore all'attuale stato dell'arte della tecnologia PSA, è pienamente in linea con il possibile utilizzo dell'idrogeno prodotto per l'arricchimento del syngas da inviare al motore a combustione interna.

La taglia della linea di trattamento a caldo del syngas per la produzione di idrogeno, sebbene sia molto inferiore rispetto alle taglie degli impianti commerciali, è stata assunta in quanto garantisce un buon compromesso tra i ridotti costi di sperimentazione e l'accuratezza dei risultati, utilizzabili per un futuro scale-up dell'impianto.

Nel seguito è presentata una descrizione più dettagliata delle singole sezioni impiantistiche per la produzione di idrogeno ed energia elettrica.

## *2.1 SEZIONE DI GASSIFICAZIONE*

Il gassificatore pilota della piattaforma Sotacarbo è un letto fisso up-draft di tecnologia Wellman-Galusha (opportunamente adattata alla taglia), progettato per operare con alimentazione ad aria e a pressione pressoché atmosferica. La scelta di tale tecnologia deriva da un particolare interesse alla applicazione della tecnologia a impianti commerciali di piccola e media taglia.

Il combustibile viene introdotto all'interno del gassificatore attraverso un unico condotto coassiale allo stesso reattore e poggia su una griglia metallica che consente anche la distribuzione degli agenti gassificanti (aria e vapore) e lo scarico delle ceneri.



## 2.2 SEZIONE DI LAVAGGIO DEL SYNGAS

Il syngas grezzo è inviato a un sistema integrato (figura 2.2) che comprende tre componenti: uno scrubber per il raffreddamento e una prima rimozione di polveri e tar, un primo stadio di desolfurazione a freddo e un precipitatore elettrostatico per una rimozione delle polveri e del tar residui.



*Figura 2.2. Sistema di lavaggio del syngas.*

All'interno dello scrubber il syngas viene sottoposto a un lavaggio con acqua che comporta un raffreddamento fino a una temperatura di 50-80 °C e opera una prima rimozione di polveri, tar e delle eventuali tracce di HCl.

Il syngas uscente dallo scrubber è inviato a un primo stadio di desolfurazione a freddo, avente lo scopo di ridurre il contenuto gas acidi nel syngas (al fine di proteggere il precipitatore elettrostatico dal rischio di corrosione) nel caso in cui vengano gassificati combustibili ad alto tenore di zolfo come il carbone Sulcis. Esso è costituito da un ulteriore sistema di lavaggio con un riempimento "random", utilizzando una soluzione acquosa di soda come solvente. Oltre alla desolfurazione parziale del syngas, tale colonna completa il processo di raffreddamento e di

umidificazione in modo da rendere più efficace l'azione del campo elettrico a valle. Tale sistema prevede un controllo del pH con aggiunta di soluzione di soda per correggere l'acidità derivante dall'assorbimento di HCl e H<sub>2</sub>S.

A valle dell'assorbitore è presente un precipitatore elettrostatico, che opera la rimozione delle polveri e del tar residui, che fuoriescono dal fondo del precipitatore e vengono raccolti insieme alle acque di lavaggio del primo stadio di desolfurazione.

### 2.3 SEZIONE DI DESOLFORAZIONE A FREDDO DEL SYNGAS

La colonna di desolfurazione a freddo del syngas (secondo stadio, figura 2.3) è dimensionata per trattare l'intera portata di gas prodotto nel sistema di gassificazione. L'assorbitore è costituito da una colonna a riempimento, nella quale il syngas entra in contatto con un liquido solvente, costituito da una miscela di soda (NaOH, al 40% in volume) e ipoclorito di sodio (NaOCl, al 13% in volume) in soluzione acquosa, che porta alla rimozione dell'H<sub>2</sub>S fino a concentrazioni dell'ordine di poche decine di ppm.



Figura 2.3. Colonna di desolfurazione a freddo del syngas.

## 2.4 SEZIONE DI PRODUZIONE DI ENERGIA ELETTRICA

All'uscita dell'assorbitore il syngas viene inviato direttamente a un motore a combustione interna Tessari (figura 2.4) da 24 kW elettrici. Il motore è alimentato con il syngas prodotto dal processo di gassificazione e preventivamente depurato dal processo di desolforazione a freddo, eventualmente arricchito con l'idrogeno prodotto nella linea di trattamento a caldo del syngas.



*Figura 2.4. Motore a combustione interna.*

Il motore a combustione interna è collegato a un elettrogeneratore per la produzione di energia elettrica, che viene successivamente dissipata con un sistema di lampade a resistenza.

## 2.5 SEZIONE DI DESOLFORAZIONE A CALDO DEL SYNGAS

Una porzione del syngas prodotto (circa 20-25 Nm<sup>3</sup>/h) viene inviato, mediante una soffiante, a uno scambiatore di calore a resistenza elettrica, che opera il riscaldamento fino a una temperatura compresa tra 300 e 550 °C (tipicamente 400 °C). Successivamente, il syngas viene inviato a uno sistema di desolforazione a caldo che opera l'assorbimento dell'H<sub>2</sub>S e delle tracce di COS tramite sorbenti a base di ossido di zinco (ZnO). Tale sistema (figura 2.5) è costituito da due reattori di assorbimento collegati in serie, uno operante l'assorbimento vero e proprio e l'altro operante come

“guardia”, in configurazione lead-leg. I reattori sono preceduti da un reattore catalitico che opera l'idrogenazione del COS presente convertendolo in H<sub>2</sub>S.



*Figura 2.5. Sistema di desolforazione a caldo del syngas.*

Nel complesso, il sistema è stato dimensionato per avere una concentrazione finale di composti solforati in uscita inferiore ai 10 ppm (in alcuni casi è stata misurata una concentrazione di H<sub>2</sub>S inferiore a 1 ppm) per circa 80 ore di funzionamento con carbone Sulcis ad alto tenore di zolfo.

## *2.6 SEZIONE DI CO-SHIFT*

Il syngas desolfurato a caldo (circa 20-25 Nm<sup>3</sup>/h, con un contenuto di composti solforati inferiore ai 10 ppm) è inviato a un sistema integrato di CO-shift e assorbimento dell'anidride carbonica.

Con riferimento alla figura 2.6, a valle del primo stadio di CO-shift, una parte del syngas (circa il 50%, nelle condizioni di progetto) viene refrigerato e inviato allo stadio intermedio di assorbimento della CO<sub>2</sub>, al fine di ridurre la concentrazione di anidride carbonica in ingresso al secondo stadio di CO-shift, spostando l'equilibrio verso i prodotti della reazione.

Il syngas proveniente dal secondo stadio di CO-shift viene invece inviato per intero al secondo stadio di assorbimento della CO<sub>2</sub>.

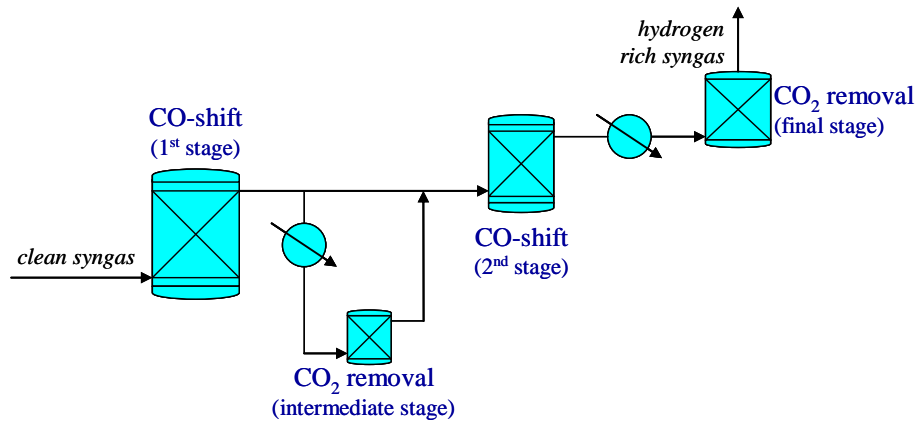


Figura 2.6. Schema di flusso del sistema integrato di CO-shift e assorbimento della CO<sub>2</sub>.

Il processo di CO-shift avviene all'interno di due reattori catalitici a letto fisso (figura 2.7), utilizzando catalizzatori non piroforici a base di metalli nobili e operanti ad alta e bassa temperatura (tipicamente 400 e 250 °C, rispettivamente). In generale tale sistema può consentire, con un rapporto molare vapore/CO (in ingresso a ciascuno stadio) pari a circa 2.5, una conversione quasi completa (superiore al 99%) del monossido di carbonio in idrogeno e CO<sub>2</sub>.



Figura 2.7. Reattori di CO-shift ad alta e bassa temperatura.



## 2.7 SEZIONE DI ASSORBIMENTO DELL'ANIDRIDE CARBONICA

La separazione della CO<sub>2</sub> dal syngas è basata su un processo di assorbimento mediante una soluzione acquosa di monoetanolammina (MEA), che ha luogo in due identici reattori avanzati a membrana idrofoba polimerica (figura 2.8) alla temperatura di circa 30 °C.



*Figura 2.8. Reattori di assorbimento dell'anidride carbonica.*

In particolare, il gas viene immesso nel reattore attraverso 40 diffusori, mentre la soluzione solvente viene pompata nel reattore, nel quale entra in contatto con la fase gassosa, dando luogo al processo di assorbimento dell'anidride carbonica.

Il gas che fuoriesce dal reattore attraversa una membrana idrofoba polimerica, che opera una separazione spinta del liquido dal gas, e viene inviato alle apparecchiature poste a valle.

## 2.8 SEZIONE DI PURIFICAZIONE DELL'IDROGENO

Al fine di depurare l'idrogeno prodotto per poterlo utilizzare per l'arricchimento del syngas da inviare al motore o, in futuro, per alimentare sistemi avanzati di generazione elettrica, la linea è dotata di un processo PSA (Pressure Swing Adsorption) che, mediante l'ausilio di sorbenti solidi a base di zeoliti, purifica l'idrogeno contenuto nel syngas.

Il sistema comprende due reattori identici (figura 2.9), operanti alternativamente come assorbitore e rigeneratore. A differenza del resto della linea di trattamento del syngas, che opera a pressione pressoché atmosferica, il processo di purificazione dell'idrogeno opera alla pressione di circa 0.3-0.5 MPa (ottenuta con un'apposita soffiante).



*Figura 2.9. Il sistema PSA per la purificazione dell'idrogeno.*

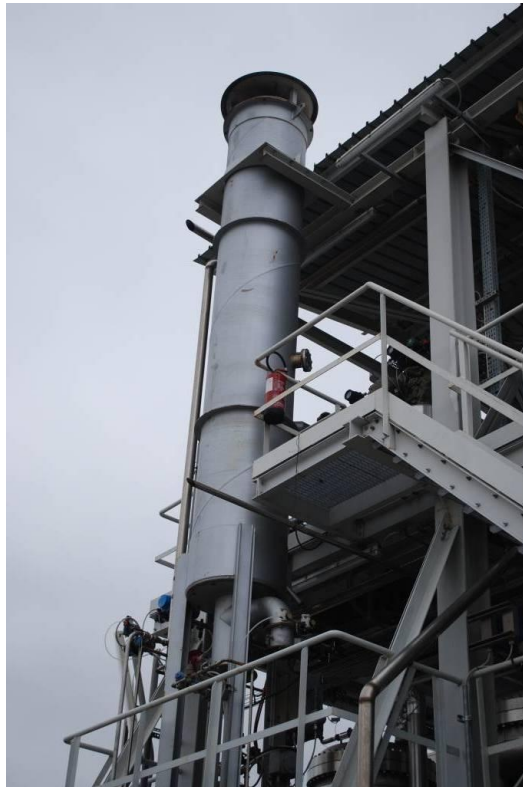
Tipicamente tale sistema consente la purificazione dell'idrogeno fino a una purezza superiore al 97%. Tale valore è pienamente compatibile con l'utilizzo dell'idrogeno prodotto per l'arricchimento del syngas da inviare al motore, pur essendo significativamente inferiore rispetto a quello di alcuni processi PSA commerciali, che possono consentire una purezza pari al 99.9999%.

## **2.9 PRINCIPALI APPARECCHIATURE AUSILIARIE**

A parte le apparecchiature ausiliarie del processo di gassificazione, descritte nel documento "Sperimentazione in continuo dei processi di gassificazione" (A. Pettinau, C. Frau, F. Ferrara, 2010) sviluppato nell'ambito del presente progetto di ricerca, l'impianto pilota è dotato di una serie di apparecchiature che ne consentono l'esercizio.

In particolare, l'impianto è dotato di una caldaia per la produzione del vapore necessario al processo di CO-shift e di una torcia (figura 2.10) per la combustione del syngas prodotto durante i

transitori e nelle campagne sperimentali nelle quali questo non viene utilizzato per l'alimentazione del motore a combustione interna.



*Figura 2.10. La torcia pilota.*

Inoltre è presente un sistema di stoccaggio temporaneo dei reflui derivanti dai processi di lavaggio del syngas (scrubber e primo e secondo stadio di desolforazione a freddo) e di assorbimento dell'anidride carbonica. Tali reflui vengono successivamente inviati a ditte esterne autorizzate per lo smaltimento.

## *2.10 SISTEMA DI CAMPIONAMENTO E ANALISI*

A supporto delle sperimentazioni, il sistema è dotato di una serie di strumenti che consentono di monitorare, in modo continuo, i principali parametri in gioco, e principalmente le pressioni, le temperature e le portate dei componenti nelle varie sezioni d'impianto.

La composizione del syngas è misurata mediante due misuratori di ossigeno (che assolvono al doppio ruolo di controllo di sicurezza, al fine di evitare il crearsi di atmosfere esplosive, e di indicatore delle prestazioni del processo) e mediante un gas cromatografo portatile, collegato a un pannello collettore (figura 2.12) che raccoglie il gas proveniente dai vari punti di campionamento



posti a monte e a valle di ciascuna delle sezioni principali dell'impianto. In particolare, il gas cromatografo fornisce una misura, ogni tre minuti circa, della composizione del syngas nelle specie  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$  and  $\text{C}_3\text{H}_8$ .

Infine, per le campagne sperimentali relative al progetto di ricerca in oggetto, è stato acquistato un sistema di campionamento e analisi tar.

### **3. Organizzazione della campagna sperimentale**

La campagna sperimentale è stata predisposta per raggiungere gli obiettivi previsti nei vari temi di ricerca ottimizzando le prove sperimentali (riducendo al minimo il numero di avviamenti dell'impianto e massimizzando la raccolta dei dati dall'impianto).

#### *3.1 PROGRAMMAZIONE E OBIETTIVI DELLE SINGOLE PROVE*

Nell'ambito del progetto sono state effettuate 27 prove sperimentali, che comprendono anche i 2 test di verifica di funzionamento dell'elettrofiltro, di cui 1 prova in bianco.

In particolare, la tabella 3.1 riporta una sintesi schematica delle prove sperimentali effettuate (relativamente al trattamento del syngas) e delle sezioni impiantistiche volta per volta interessate: gassificazione (GSF, comprendente anche lo scrubber), precipitatore elettrostatico (ESP, *electrostatic precipitator*), desolforazione a freddo (CGD, *cold gas desulphurization*), motore a combustione interna (ICE, *internal combustion engine*), trattamento a caldo del syngas (HGT, *hot gas treatment*, comprendente i processi di desolforazione a caldo, CO-shift e separazione dell'anidride carbonica) e purificazione dell'idrogeno (HSP, *hydrogen separation*).

Data	Obiettivo principale	Sezioni d'impianto interessate					
		GSF	ESP	CGD	ICE	HGT	HSP
17/12/09	Verifica funzionamento griglia modificata	X					
24/02/10	Procedure di start-up e shut-down	X					
01/03/10	Procedure di start-up e shut-down	X					
04/03/10	Ottimizzazione gassificazione	X	-	-	X	-	-
15/03/10	Ottimizzazione gassificazione e CGD	X					
18/03/10	Ottimizzazione gassificazione e CGD	X	-	X	X	-	-
25/03/10	Gassificazione e produzione idrogeno	X	-	-	-	X	X
29/03/10	Ottimizzazione gassificazione e CGD	X	-	X	X	-	-
01/04/10	Gassificazione e CGD con ammine (test preliminare)	X	-	X	X	-	-
06/05/2010	Gassificazione con CO <sub>2</sub> e O <sub>2</sub>	X	-	-	-	-	-
12/05/2010	Gassificazione con CO <sub>2</sub> e O <sub>2</sub>	X	-	-	X	-	-
18/05/2010	Gassificazione e assorbimento CO <sub>2</sub>	X	-	X	-	-	-
27/05/2010	Gassificazione e assorbimento CO <sub>2</sub>	X	-	X	-	-	-
09/06/2010	Gassificazione e desolfurazione con ammine (CGD con MDEA 3 M al II stadio)	X	-	X	-	-	-
17/06/2010	Gassificazione e desolfurazione con ammine (I CGD – MDEA 3 M e II CGD – MEA 5 M)	X	-	X	-	-	-
24/06/2010	Gassificazione, separazione CO <sub>2</sub> e produzione H <sub>2</sub>	X	-	-	-	X	X
01/07/2010	Gassificazione, separazione CO <sub>2</sub> e produzione H <sub>2</sub>	X	-	-	-	X	X
07/07/2010	Gassificazione, separazione CO <sub>2</sub> e produzione H <sub>2</sub>	X	-	-	-	X	X
15/07/2010	Gassificazione, separazione CO <sub>2</sub> e produzione H <sub>2</sub>	X	-	-	-	X	X
20/07/2010	Gassificazione, separazione CO <sub>2</sub> e produzione H <sub>2</sub>	X	-	-	-	X	X
26/07/2010	Gassificazione, separazione CO <sub>2</sub> e produzione H <sub>2</sub>	X	-	-	-	X	X
29/07/2010	Co-gassificazione carbone biomasse (test preliminare)	X	-	X	X	-	-
08/09/2010	Co-gassificazione carbone biomasse	X	-	X	X	-	-
14/09/2010	Gassificazione e assorbimento CO <sub>2</sub> su II CGD	X	-	X	-	-	-
16/09/2010	Gassificazione con arricchimento O <sub>2</sub>	X	-	-	-	-	-
23/09/2010	Verifica funzionamento elettrofiltro	X	X	-	-	-	-

*Tabella 3.1. Organizzazione dei test sperimentali.*

### 3.2 COMBUSTIBILE IMPIEGATO

I test sperimentali sulla piattaforma pilota sono stati tutti eseguiti con carbone sudafricano e con carbone Sulcis, le cui principali caratteristiche, valutate presso i laboratori Sotacarbo, sono riportate nella tabella 3.2 e 3.3

<i>Analisi immediata (in massa)</i>	
Carbonio fisso	72,58 %
Umidità	3,64 %
Volatili	8,81 %
Ceneri	14,97 %
<i>Analisi elementare (in massa)</i>	
Carbonio totale	75,56 %
Idrogeno	3,86 %
Azoto	1,40 %
Zolfo	0,57 %
Umidità	3,64 %
Ceneri	14,97 %
<i>Potere calorifico</i>	
Potere calorifico superiore	28,10 MJ/kg
Potere calorifico inferiore	27,18 MJ/kg

*Tabella 3.2. Caratterizzazione del carbone sudafricano.*

<i>Analisi immediata (in massa)</i>	
Carbonio fisso	40,65 %
Umidità	7,45 %
Volatili	40,45 %
Ceneri	11,45 %
<i>Analisi elementare (in massa)</i>	
Carbonio totale	66,49 %
Idrogeno	6,18 %
Azoto	1,41 %
Zolfo	7,02 %
Umidità	7,45 %
Ceneri	11,45 %
<i>Potere calorifico</i>	
Potere calorifico superiore	22,59 MJ/kg
Potere calorifico inferiore	21,07 MJ/kg

*Tabella 3.3. Caratterizzazione del carbone Sulcis*

In particolare il carbone sud africano utilizzato è stato acquistato in big bags con pezzatura 6-50 mm, già vagliato, con una percentuale di fini minore del 6%, il cui costo ammonta a 465 €/t, mentre il carbone Sulcis è stato acquistato tal quale, per un quantitativo pari a circa 500 kg.

Rispetto alle prove sperimentali effettuate in altri progetti di ricerca è stato rilevato un miglioramento del processo di gassificazione conseguente alla riduzione della pezzatura del combustibile, che è stata portata a circa 20 mm. Pertanto prima dell'esecuzione di ciascuna prova sperimentale il combustibile viene preparato nei laboratori del Centro Ricerche Sotacarbo, utilizzando il frantoio a mascelle Retsch BB200.

#### **4. Apparecchiature coinvolte nei test sperimentali**

Dei test sperimentali in programma sono stati effettuati, come indicato nella precedente tabella 3.1:

- 21 test per la valutazione delle prestazioni “standard” del processo di gassificazione, di cui il primo soltanto è da considerarsi preliminare (prova del 17/12/2009).
- 2 test per la valutazione delle prestazioni “standard” del processo di gassificazione utilizzando quale agente gassificante una miscela di CO<sub>2</sub> / O<sub>2</sub>.
- 5 test per la valutazione delle prestazioni dell’impianto in fase di generazione elettrica, di cui il primo soltanto è da considerarsi preliminare (prova del 04/03/2010).
- 7 test per la valutazione delle prestazioni dell’impianto in fase di produzione di idrogeno, di cui uno preliminare (prova del 25/03/2010).
- 1 test per la valutazione dell’efficienza di desolforazione a freddo, impiegando ammine, quali Metildietanolammina MDEA 3 molare nella colonna a riempimento progettata come II stadio di desolforazione a freddo (prova del 09/06/2010).
- 1 test per la valutazione dell’efficienza di desolforazione a freddo, impiegando ammine, quali Metildietanolammina MDEA 3 molare al I stadio e per valutare l’efficienza di assorbimento della CO<sub>2</sub> utilizzando Monoetanolammina MEA 5 molare nella colonna a riempimento progettata come II stadio di desolforazione a freddo (prova del 17/06/2010).
- 3 test per la valutazione dell’efficienza di assorbimento della CO<sub>2</sub> utilizzando Monoetanolammina MEA 5 molare nella colonna a riempimento progettata come II stadio di desolforazione a freddo, di cui una preliminare (prova del 01/04/2010).
- 2 test di co-gassificazione biomasse.
- 1 test per la valutazione dell’efficienza di assorbimento della CO<sub>2</sub>, impiegando ammine, quali Metildietanolammina MDEA 3 molare addizionata con piperazina, quale acceleratore della reazione, al II stadio di desolforazione a freddo (prova del 14/09/2010).
- 1 test di gassificazione con l’utilizzo di aria arricchita/Ossigeno, quale agente gassificante (prova del 16/09/2010).
- 2 test per la verifica di funzionamento dell’elettrofiltro, di cui uno in bianco (prova del 20/09/2010).

Le principali sezioni impiantistiche coinvolte nei test di sviluppo del processo di gassificazione sono le sezioni di gassificazione, scrubber e torcia, i test volti alla valutazione delle prestazioni dell'impianto in fase di produzione dell'energia elettrica hanno coinvolto anche le sezioni di desolforazione a freddo (primo e secondo stadio) e il motore a combustione interna; il test di produzione idrogeno, infine, ha richiesto l'impiego delle sezioni di desolforazione a caldo, CO-shift, assorbimento CO<sub>2</sub> e PSA.

Il secondo stadio di desolforazione a freddo è stato inoltre utilizzato per valutare l'efficienza di assorbimento della CO<sub>2</sub>.

## **5. Valutazioni economiche delle prove di gassificazione e di generazione di energia elettrica**

Il costo medio per ciascun test varia da 10.000 € per prove di sola gassificazione a 13.000 €, sia per prove di produzione di energia con l'utilizzo di ammine nel secondo stadio di desolforazione a freddo, sia per prove di desolforazione a freddo con MDEA 3 molare al primo stadio e assorbimento della CO<sub>2</sub> con MEA 5 molare al secondo stadio. Sono stati inoltre valutati i costi della gassificazione utilizzando quale agente gassificante una miscela di CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>, che ammontano a circa 11.000 €.

I suddetti costi comprendono le seguenti voci:

- costo del personale impiegato per l'esecuzione dei test, della durata media di 16 ore
- costo del personale impiegato per l'elaborazione dei dati e per l'esecuzione delle analisi di laboratorio
- Costi relativi alle spese generali
- Consumabili quali:
  - carica di accensione, costituita da argilla, pellet miscelato al facilitatore di accensione e coke
  - combustibile quale carbone sud africano
  - miscela CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>
  - ammine (MEA 5 molare e MDEA 3 molare)
  - azoto per l'inertizzazione
  - gpl
  - energia elettrica
- Costi per prestazione di terzi: operai meccanici di supporto al personale Sotacarbo.

Dalle valutazioni economiche effettuate, il costo dei consumabili incide, sul costo totale della sperimentazione nel modo seguente:

- 6 % per prove di sola gassificazione con aria.
- 7,5 % per prove di sola gassificazione con CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>.
- 16 % per prove di produzione di energia con l'utilizzo di ammine nel secondo stadio di desolforazione a freddo.



- 19 % per prove di desolfurazione con l'utilizzo di MDEA 3 molare nel secondo stadio di desolfurazione a freddo.
- 26 % per prove di desolfurazione a freddo con l'utilizzo di MDEA 3 molare al primo stadio e assorbimento CO<sub>2</sub> con MEA 5 molare nella colonna a riempimento.

E' stata inoltre valutata l'incidenza media delle singole voci di costo (personale, spese generali, consumabili e prestazioni di terzi) sull'importo totale per prove di sola gassificazione con aria (colonna 1), per prove di gassificazione con CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> (colonna 2), per prove di produzione di energia con l'utilizzo di soda al I stadio di desolfurazione a freddo e di ipoclorito e soda nel II stadio (colonna 3) e per prove di produzione di energia con l'utilizzo di ammine nel secondo stadio di desolfurazione a freddo (colonna 4), i cui valori sono riportati nella tabella 5.1.

Descrizione	Colonna 1	Colonna 2	Colonna 3	Colonna 4
	%	%	%	%
Costo personale tecnico per sperimentazione	39	38	38	35
Costo personale tecnico per analisi di laboratorio	11,5	11	11	10
Spese generali	43	42	42	38
Consumabili	6	7,5	8	16
Prestazione di terzi	0,5	1,5	1	1

Tabella 5.1. Incidenza percentuale media delle singole voci di costo sull'importo totale

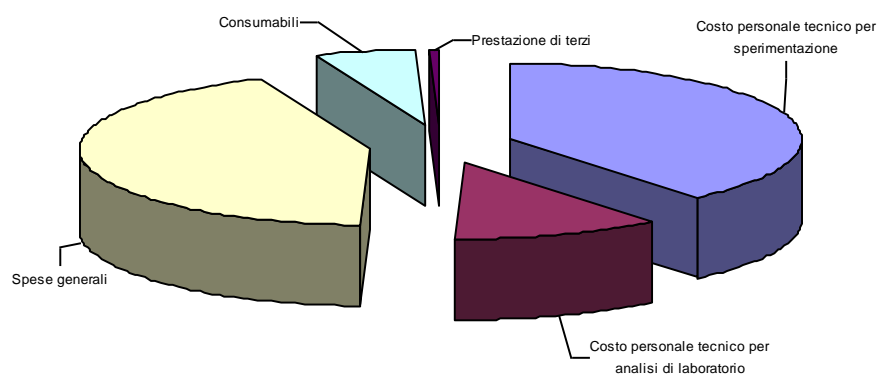


Figura 5.1. Incidenza delle singole voci di costo sull'importo totale delle prove di gassificazione con aria – Colonna 1

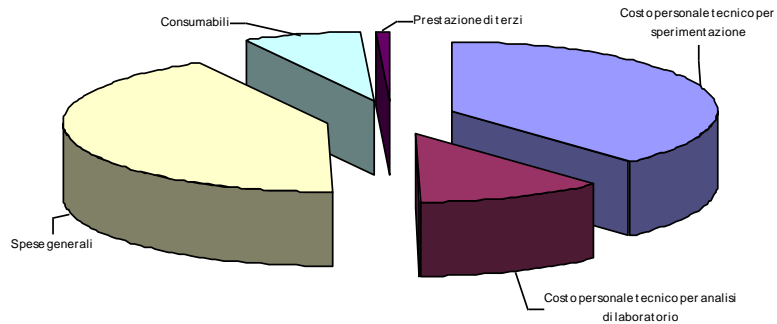


Figura 5.2. Incidenza delle singole voci di costo sull'importo totale delle prove di gassificazione con  $CO_2/O_2$  – Colonna 2

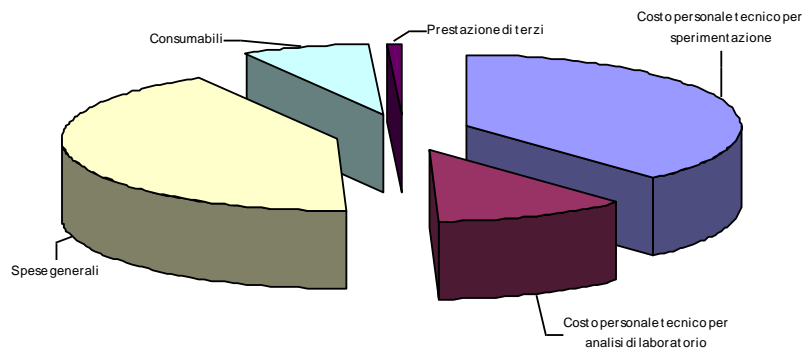


Figura 5.3. Incidenza delle singole voci di costo sull'importo totale delle prove produzione di energia con l'utilizzo di soda al I stadio di desolforazione a freddo e di ipoclorito e soda nel II stadio – Colonna 3

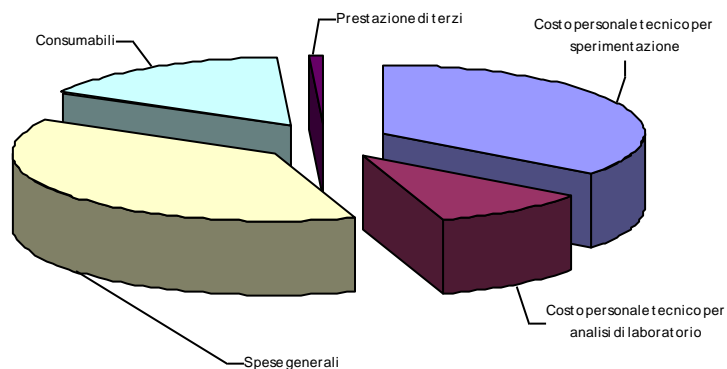


Figura 5.4. Incidenza delle singole voci di costo sull'importo totale delle prove produzione di energia con l'utilizzo di ammine nel secondo stadio di desolforazione a freddo – Colonna 4

In particolare, sono state eseguite delle valutazioni relativamente alle sezioni di:

Gassificatore, scrubber e torcia

La sezione di gassificazione, compreso lo scrubber, è stata testata per circa 430 ore nel corso delle prove effettuate.

Nel corso dei test suddetti il reattore è stato caricato a freddo con una carica di accensione pari a circa 30 l, per ciascuna prova, costituita dai seguenti materiali:

- 10 litri di coke
- 10 litri di pellet (più 300 gr di materiale paraffinico, quale facilitatore di accensione)
- 10 litri di argilla.

Il costo a prova relativo alla sola carica di accensione incide per l'1,40 % sul costo complessivo dei consumabili a prova.

Dalle valutazioni effettuate per ciascuna prova di gassificazione è emerso che i principali materiali di consumo che maggiormente incidono sul costo delle prove sono il combustibile utilizzato per l'alimentazione al gassificatore, l'azoto utilizzato per l'inertizzazione e il gpl utilizzato per l'alimentazione della torcia e del generatore di vapore. Di seguito si riportano i dati più significativi:

- La quantità di carbone sudafricano complessivamente utilizzata nelle prove è stata pari a circa 2,9 t (che comprendono i 24 kg utilizzati come carica di accensione per ciascuna prova) per un costo complessivo pari a circa € 1.365,00.
- Si è avuto un consumo medio per prova di gassificazione pari a circa 0,1 t, con un incidenza media pari a circa il 10% sul costo complessivo dei consumabili a prova.
- La quantità di carbone Sulcis complessivamente utilizzata nelle prove di gassificazione del 9 e 17/06/2010 è stata pari a circa 18 kg, utilizzati in miscela al 10% (nella prova del 17/06/2010) e 20% (nella prova del 9/06/2010) con carbone sudafricano.
- La quantità complessiva di azoto utilizzata per l'inertizzazione, durante le prove di gassificazione e di trattamento a freddo del syngas, è stata pari a 1.040 Nm<sup>3</sup> per un costo complessivo pari a circa € 3.120,00. Pertanto, per ciascuna delle prove, si è avuto un consumo medio pari a circa 40 Nm<sup>3</sup>, con un incidenza media pari a circa il 21% sul costo complessivo dei consumabili a prova.
- La quantità complessiva di gpl utilizzato per il funzionamento della torcia e del sistema di generazione del vapore è stata pari a circa 5.720 l per un costo complessivo pari a circa €

3.800,00. Pertanto si è avuto un consumo medio pari a circa 220 l, con un incidenza media, considerando le sole sezioni di gassificazione, pari a circa il 31% sul costo complessivo dei consumabili a prova.

### Desolforazione a freddo (I e II stadio)

I due stadi di desolforazione a freddo sono stati testati rispettivamente per circa 82 e 50 ore nel corso delle prove effettuate. In particolare, il primo stadio è stato esercito per circa 74 ore con una soluzione acquosa di soda (10 prove, di cui 2 di co-gassificazione) e nella prova del 17/06/2010 è stato esercito per circa 8 ore con MDEA 3 molare.

Nel secondo stadio, oltre alla soluzione di soda e ipoclorito di sodio prevista in fase progettuale, sono state utilizzate anche una soluzione acquosa di MEA 5 molare, più selettiva nei confronti dei composti solforati, MDEA 3 molare, più selettiva nei confronti della CO<sub>2</sub> e MDEA 3 molare addizionata con piperazina, che migliora ulteriormente la capacità e la velocità di assorbimento della CO<sub>2</sub>.

In particolare, il secondo stadio è stato esercito per circa 8 ore con una soluzione di soda e di ipoclorito di sodio (2 prove), per circa 33 ore con una soluzione acquosa di MEA 5 molare (4 prove per testare il processo di assorbimento della CO<sub>2</sub> nella colonna a riempimento), nella prova del 9/06/2010 è stato esercito per circa 6 ore con MDEA 3 molare e nella prova del 14/09/2010 è stato esercito per circa 3 ore con MDEA 3 molare addizionata a piperazina.

Relativamente alla sezione di desolforazione a freddo (I e II stadio) sono state fatte le seguenti valutazioni tecnico economiche su diverse tipologie di funzionamento del sistema:

- Funzionamento del I stadio con una soluzione acquosa di soda e II stadio con una soluzione di soda e di ipoclorito di sodio (prove del 18/03/2010 e 29/03/2010).
- Funzionamento del I stadio con una soluzione acquosa di soda e II stadio con una soluzione acquosa di MEA 5 molare (prove del 18/05/2010 e 27/05/2010).
- Funzionamento del I stadio con MDEA 3 molare e II stadio con una soluzione acquosa di MEA 5 molare (prova del 17/06/2010).
- Funzionamento del II stadio con MDEA 3 molare addizionata a piperazina (prova del 14/09/2010).

Dalle valutazioni effettuate per ciascuna tipologia di funzionamento del sistema di desolforazione è emerso quanto segue:

- Funzionamento del I stadio con una soluzione acquosa di soda e II stadio con una soluzione di soda e di ipoclorito di sodio: il costo dei chemicals utilizzati nella sezione di desolfurazione a freddo ammonta a circa € 272.
- Funzionamento del I stadio con una soluzione acquosa di soda e II stadio con una soluzione acquosa di MEA 5 molare: il costo dei chemicals utilizzati nella sezione di desolfurazione a freddo ammonta a circa € 1.370 a prova.
- Funzionamento del I stadio con MDEA 3 molare e II stadio con una soluzione acquosa di MEA 5 molare: il costo dei chemicals utilizzati nella sezione di desolfurazione a freddo ammonta a circa € 3.000 a prova.
- Funzionamento del II stadio con MDEA 3 molare addizionata a piperazina: il costo dei chemicals utilizzati nella sezione di desolfurazione a freddo ammonta a circa € 5.400 a prova.

Dalle valutazioni sopra riportate emerge che l'utilizzo della sezione di desolfurazione a freddo con ammine comporta dei costi di esercizio notevolmente superiori rispetto all'impiego di soluzioni di soda e ipoclorito di sodio. In vista dell'applicazione su scala industriale della tecnologia, tale valutazione non tiene però conto del fatto che:

- le ammine possono essere rigenerate tramite impianti appositi e quindi possono essere riutilizzate per più prove, in tal modo si abbatterebbero sia i costi relativi al consumo delle stesse, sia i costi di smaltimento.
- la MEA risulta essere più selettiva nei confronti dei composti solforati, mentre la MDEA risulta essere più selettiva nei confronti della CO<sub>2</sub>. Si è rilevato inoltre che il costo della MDEA e della MDEA addizionata a piperazina è superiore rispetto alla MEA 5 molare di circa il 40 %, dalla letteratura, però, risulta che la MDEA necessita di un minore apporto di energia per la sua rigenerazione rispetto alla MEA, con conseguente diminuzione dei costi.
- la soluzione di soda e di ipoclorito di sodio non può essere rigenerata e quindi il quantitativo consumato per ciascuna prova deve essere necessariamente smaltito.

E' stata inoltre valutata l'incidenza media dei chemicals, dei combustibili, della carica di accensione e degli ausiliari dell'impianto, le cui principali voci di costo sono il GPL e l'azoto, sull'importo totale dei consumabili nei tre casi sopra riportati.

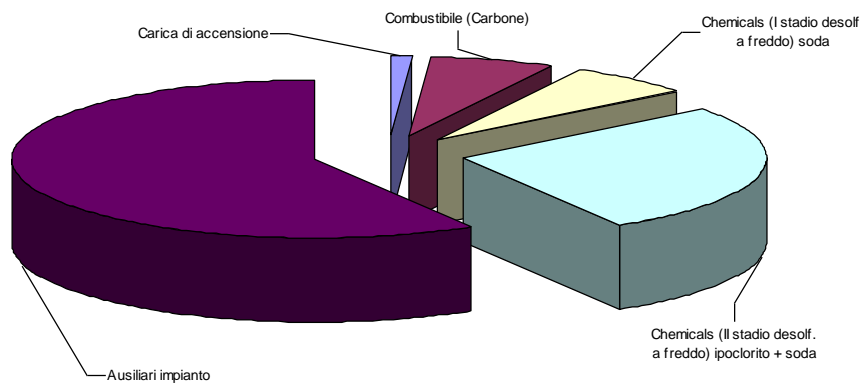


Figura 5.5. Incidenza dei chemicals sull'importo totale dei consumabili per prove di produzione di energia con l'utilizzo di soda al I stadio di desolfurazione a freddo e di ipoclorito e soda nel II stadio

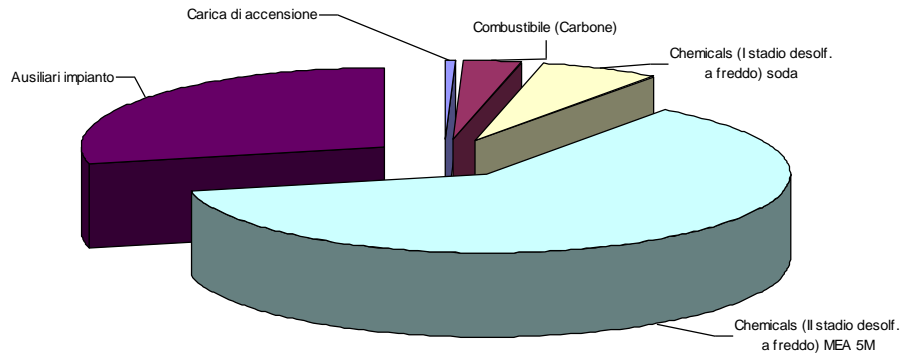


Figura 5.6. Incidenza dei chemicals sull'importo totale dei consumabili per prove di produzione di energia con l'utilizzo di soda al I stadio di desolfurazione a freddo e MEA 5 molare nel II stadio

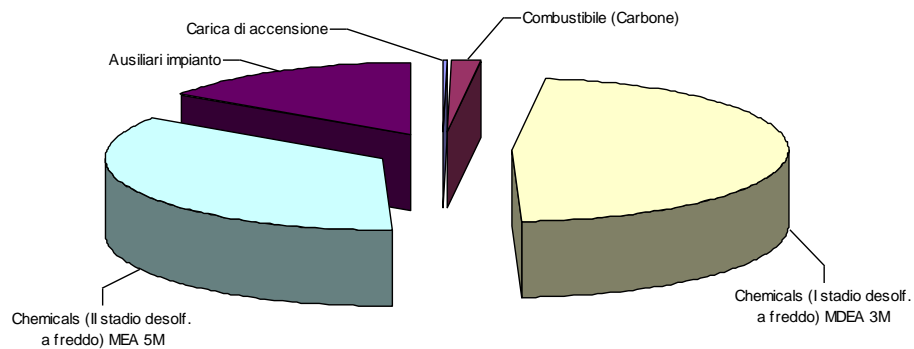
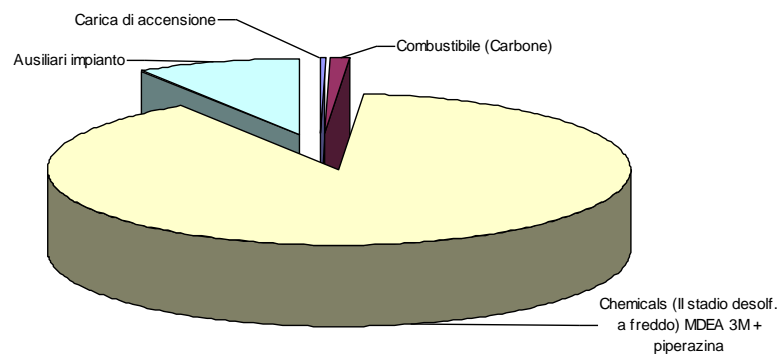


Figura 5.7. Incidenza dei chemicals sull'importo totale dei consumabili per prove di produzione di energia con l'utilizzo di MDEA 3 molare nel I stadio di desolfurazione a freddo e MEA 5 molare nel II stadio



*Figura 5.8. Incidenza dei chemicals sull'importo totale dei consumabili per prove di desolforazione con l'utilizzo di MDEA 3 molare addizionata con piperazina nel II stadio di desolforazione a freddo*

### Motore a combustione interna

Il motore a combustione interna è stato utilizzato complessivamente per circa 10 ore con carichi elettrici molto variabili, generalmente compresi tra 0 e 11.5 kW. Il carico massimo (24 kW) non è stato ancora raggiunto per via della potenzialità del reattore significativamente inferiore ai valori di progetto.

L'accensione del motore a combustione interna non comporta alcun costo significativo nella prova, in quanto viene alimentato dal syngas prodotto dall'impianto di gassificazione.

Il motore viene testato con gpl all'avvio di ogni ciclo di campagne sperimentali; il costo di tale sezione è da ritenersi trascurabile.

A causa di problemi che si sono verificati alla guarnizione della testata e al sistema di distribuzione, non è stato possibile effettuare ulteriori sperimentazioni.

## **6. Valutazioni economiche delle prove di produzione idrogeno**

Il costo medio relativo alle prove di produzione idrogeno, risulta pari a circa 18.000 €, le sezioni impiantistiche coinvolte nella sperimentazione, oltre a quella di gassificazione, sono state: desolforazione a caldo, CO-shift, assorbimento dell'anidride carbonica e purificazione dell'idrogeno. In particolare, le sperimentazioni effettuate hanno evidenziato che i catalizzatori (catalyst direct injection) si sono disattivati dopo una sola sperimentazione, sono in corso di valutazione le cause che hanno determinato il loro malfunzionamento. Pertanto nelle valutazioni economiche si è ipotizzata una durata degli stessi tale da garantire l'esecuzione di tre sperimentazioni. Si sta inoltre valutando la possibilità di utilizzare altri catalizzatori che possano garantire una durata maggiore con conseguente riduzione della loro incidenza sul costo totale della prova. Inoltre nelle prove effettuate sono stati utilizzati due differenti tipologie di ammine, MEA 5 molare e MEA 3 molare, il cui costo è pari rispettivamente a 2,90 €/kg e 2,50 €/kg.

Nelle valutazioni si è considerato un costo per entrambi i solventi di 2,90 €/kg non tenendo conto della differenza, in quanto il prezzo al kg è determinato dai quantitativi acquistati (con prezzi che variano da 4 €/kg per 500 kg a 2,50 per 17.000 kg).

Il costo totale della sperimentazione per la produzione di idrogeno è costituito dalle seguenti voci:

- costo del personale impiegato per l'esecuzione dei test, della durata di circa 20 ore
- costo del personale impiegato per l'elaborazione dei dati e per l'esecuzione delle analisi di laboratorio
- Costi relativi alle spese generali
- Consumabili quali:
  - carica di accensione, costituita da argilla, pellet miscelato al facilitatore di accensione e coke
  - combustibile quale carbone sud africano
  - azoto per l'inertizzazione e riscaldamento linea a caldo
  - gpl
  - energia elettrica
  - sorbenti per la desolforazione a caldo, MEA e catalizzatori per la CO-shift
- Costi per prestazione di terzi: operai meccanici di supporto al personale Sotacarbo.

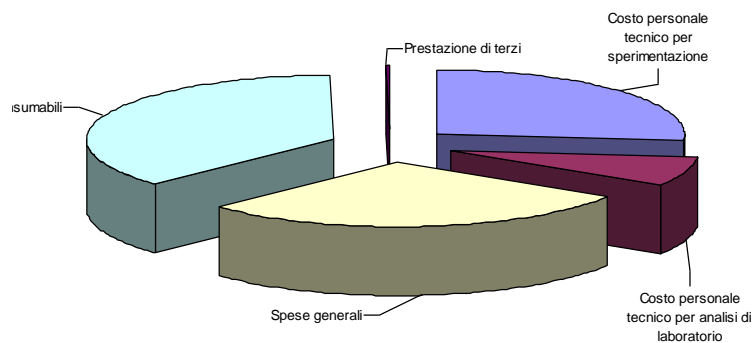


Rispetto ai test effettuati per la gassificazione e la generazione di energia elettrica l'azoto utilizzato è stato pari a circa 160 Nm<sup>3</sup>, di cui 120 per il riscaldamento della linea a caldo. Pertanto l'incidenza del costo dell'azoto rispetto al costo dei consumabili è stata di circa il 6%.

E' stata inoltre valutata l'incidenza media delle singole voci di costo (personale, spese generali, consumabili e prestazioni di terzi) sull'importo totale per prove di produzione idrogeno, i cui valori sono riportati nella tabella 6.1.

Descrizione	%
Costo personale tecnico per sperimentazione	26,50%
Costo personale tecnico per analisi di laboratorio	7,40%
Spese generali	28,80%
Consumabili	36,90%

*Tabella 6.1. Incidenza percentuale media delle singole voci di costo sull'importo totale*



*Figura 6.1. Incidenza media delle singole voci di costo sull'importo totale per le prove di produzione idrogeno*

Incidenza media dei consumabili sul costo complessivo per prove di produzione idrogeno

E' stata valutata l'incidenza media dei consumabili sull'importo complessivo per le prove di produzione idrogeno (Figura 6.2).

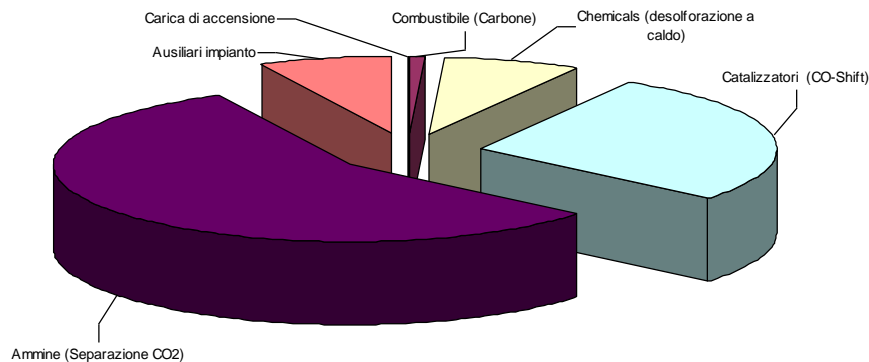


Figura 6.2. Incidenza media dei consumabili per prove di produzione idrogeno

Desolforazione a freddo (I stadio)

Il I stadio di desolforazione a freddo è stato testato per circa 10 ore nel corso del test preliminare (25/03/2010) effettuato per la verifica della funzionalità delle apparecchiature della linea di produzione idrogeno.

La quantità complessiva di soluzione acquosa di soda al 40 % utilizzata durante le prove nel primo stadio di desolforazione a freddo, è risultata trascurabile.

Processo di desolforazione a caldo del syngas

La sezione di desolforazione a caldo (testata per circa 60 ore) è costituita principalmente da un filtro convertitore, dove lo zolfo organico (COS) viene convertito cataliticamente in solfuro di idrogeno (H<sub>2</sub>S) per poter poi essere abbattuto nei reattori di adsorbimento successivi, che sono riempiti con un sorbente commerciale a base di ossido di zinco. Il cambio del sorbente utilizzato nelle colonne avviene dopo circa 60 ore di funzionamento, pertanto, l'incidenza del costo di tale materiale sul costo totale dei consumabili utilizzati risulta essere pari a circa il 2,5%.

Processo di CO-shift

Il processo di CO-shift (testato per 55 ore) è composto da due stadi di reazione ad alta e bassa temperatura (350-400 °C e 250 °C, rispettivamente) operanti con catalizzatori non piroforici a base di platino.

Per questa sezione, le valutazioni economiche fatte hanno tenuto conto delle assunzioni sopra indicate, pertanto l'incidenza del costo dei catalizzatori sul costo complessivo dei consumabili è risultata pari a circa il 28%.

Inoltre, per questa sezione, non è stato considerato il costo dello smaltimento dei catalizzatori esausti, date la quantità estremamente ridotte e poiché finora non è stato possibile effettuare l'analisi chimico-fisica necessaria alla loro classificazione per determinare la tipologia di rifiuto.

#### Processo di assorbimento della CO<sub>2</sub>

Durante le prove effettuate nel corso del presente progetto di ricerca sono state utilizzate due differenti soluzioni ammine, quali MEA 5 molare e 3 molare, la cui incidenza sul costo complessivo dei consumabili è pari a circa il 42,5 %, e con un'incidenza del loro smaltimento pari a circa il 14% calcolata sempre sul costo complessivo dei consumabili.

#### Processo di purificazione dell'idrogeno

L'utilizzo della sezione di purificazione idrogeno non comporta alcun costo significativo.

## **7. Valutazioni economiche delle prove di co-gassificazione carbone e biomasse**

Il costo medio relativo alle prove di co-gassificazione, risulta pari a circa 11.000 €, le sezioni impiantistiche coinvolte nella sperimentazione, oltre a quella di gassificazione, sono state: I stadio di desolfurazione a freddo e motore a combustione interna. In particolare, le sperimentazioni sono state effettuate con una miscela costituita per il 90% da carbone sudafricano e per il 10% da pellet nella prova del 29/07/2010 e da una miscela costituita per il 80% da carbone sudafricano e per il 20% da pellet nella prova del 08/09/2010.

Il costo totale della sperimentazione è costituito dalle seguenti voci:

- costo del personale impiegato per l'esecuzione dei test, della durata di circa 20 ore
- costo del personale impiegato per l'elaborazione dei dati e per l'esecuzione delle analisi di laboratorio
- Costi relativi alle spese generali
- Consumabili quali:
  - carica di accensione, costituita da argilla, pellet miscelato al facilitatore di accensione e coke
  - combustibile quale carbone sud africano e pellet
  - azoto per l'inertizzazione
  - gpl
  - energia elettrica
- Costi per prestazione di terzi: operai meccanici di supporto al personale Sotacarbo.
- Costi per lo smaltimento acque reflue e ammine esauste.

Dalle valutazioni economiche effettuate, il costo dei consumabili incide, sul costo totale della sperimentazione, per il 7%.

E' stata inoltre valutata l'incidenza media delle singole voci di costo (personale, spese generali, consumabili e prestazioni di terzi) sull'importo totale i cui valori sono riportati nella tabella 7.1.

Descrizione	%
Costo personale tecnico per sperimentazione	38
Costo personale tecnico per analisi di laboratorio	11
Spese generali	42
Consumabili	7
Prestazione di terzi	1

Tabella 7.1. Incidenza percentuale media delle singole voci di costo sull'importo totale

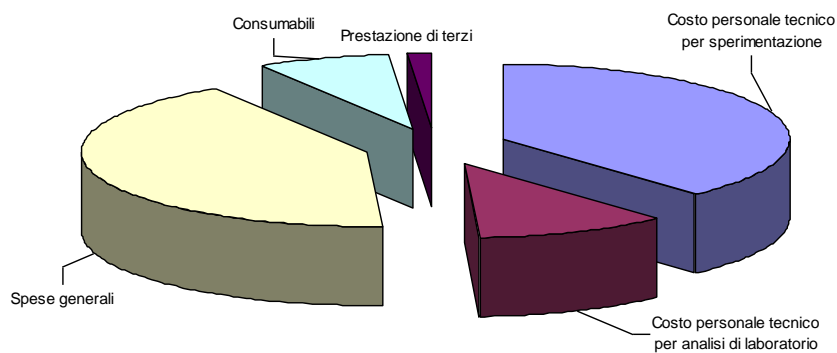


Figura 7.1. Incidenza delle singole voci di costo sull'importo totale della prova

Incidenza media dei consumabili sul costo complessivo per prove di co-gassificazione

E' stata valutata l'incidenza media dei consumabili sull'importo complessivo per le prove di co-gassificazione (Figura 7.2).

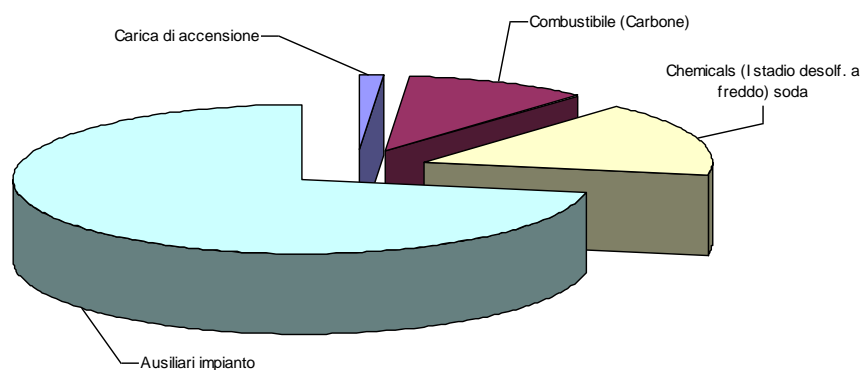


Figura 7.2. Incidenza media dei consumabili per prove di co-gassificazione

## **7. Conclusioni**

Dalle analisi effettuate è emerso che l'incidenza maggiore sui costi totali delle sperimentazioni effettuate: test di gassificazione, di generazione di energia, test di produzione di idrogeno e test di co-gassificazione, è data dal costo del personale impiegato nell'esecuzione dei test e nelle analisi di laboratorio. Ciò in quanto è stato necessario impiegare gran parte del personale tecnico nelle sperimentazioni, poiché l'impianto necessita di una conduzione quasi completamente manuale, ma che permette una maggiore flessibilità nella gestione dei test.

E' stato rilevato che le prove in cui sono state utilizzate ammine sia per la desolforazione che per l'assorbimento della CO<sub>2</sub>, hanno presentato costi maggiori. Tale dato risulta però essere poco significativo, in vista di uno sviluppo di tali tecnologie in scala industriale, in quanto le ammine possono essere rigenerate tramite impianti appositi e quindi riutilizzate, con conseguente abbattimento dei costi; mentre l'utilizzo della soda, a fronte di bassi costi di approvvigionamento, implica costi elevati di smaltimento, non essendo rigenerabile.

E' importante sottolineare ancora una volta che tali valutazioni sono condizionate dalla natura sperimentale dell'impianto e non sono pertanto indicative se riportate su una possibile applicazione industriale delle tecnologie.