



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



Ministero dello Sviluppo Economico

RICERCA DI SISTEMA ELETTRICO

Stato dell'arte delle tecnologie CCS e proposta di una configurazione impiantistica per un impianto dimostrativo a carbone

*A. Pettinau, R. Cara, C. Frau, E. Loria, A. Madeddu,
D. Multineddu, A. Plaisant*



STATO DELL'ARTE DELLE TECNOLOGIE CCS E PROPOSTA DI UNA CONFIGURAZIONE
IMPIANTISTICA PER UN IMPIANTO DIMOSTRATIVO A CARBONE

A. Pettinau, R. Cara, C. Frau, E. Loria, A. Madeddu, D. Multineddu, A. Plaisant (Sotacarbo)

Settembre 2011

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico – ENEA

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

Progetto: Studi sull'utilizzo pulito dei combustibili fossili e cattura e sequestro della CO₂

Responsabile Progetto: Antonio Calabrò, ENEA

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

PROGETTO DI RICERCA CERSE 3^a ANNUALITÀ

OR 3: ATTIVITÀ RELATIVE ALLO STUDIO E ALLA DEFINIZIONE
PRELIMINARE DI UN IMPIANTO DIMOSTRATIVO A CARBONE CON
CATTURA E CONFINAMENTO GEOLOGICO DELLA CO₂

RELAZIONE TECNICA

**STATO DELL'ARTE DELLE TECNOLOGIE CCS E
PROPOSTA DI UNA CONFIGURAZIONE IMPIANTISTICA PER
UN IMPIANTO DIMOSTRATIVO A CARBONE**

		PROGETTO DI RICERCA CERSE 3	
Rev.	Data		
0	30.09.2011	Alberto Pettinau Rafaele Cara Caterina Frau Eusebio Loria Alessandra Madeddu Diana Multineddu Alberto Plaisant	

Premessa

Il presente documento è riferito alle attività indicate nell'allegato tecnico all'Accordo di collaborazione tra ENEA e Sotacarbo "Studi e sperimentazione di sistemi e tecnologie applicate ad impianti di produzione energetica da carbone equipaggiati con cattura e sequestro della CO₂".

In particolare, nell'ambito dell'obiettivo OR3 "Attività relative allo studio e alla definizione preliminare di un impianto dimostrativo a carbone con cattura e confinamento geologico della CO₂" è prevista l'analisi dello stato dell'arte delle tecnologie CCS e l'analisi tecnico-economica di possibili applicazioni commerciali delle differenti tecnologie disponibili.

La rendicontazione economica di tali attività è contenuta nel documento economico relativo all'obiettivo OR3.

Indice

Premessa	2
Indice	3
1. Introduzione	5
2. Tecnologie CCS: politiche energetiche nazionali e internazionali	7
2.1 Il protocollo di Kyōto	7
2.2 Politica comunitaria di riduzione delle emissioni di gas a effetto serra	8
2.3 Le direttive europee 2009/29/CE e 2009/31/CE	9
2.3 Il SET Plan	11
2.4 Il piano di finanziamento NER 300	12
3. Possibile applicazione delle tecnologie CCS nel Sulcis: aspetti normativi	14
3.1 Il sito	14
3.2 Il Progetto integrato CCS Sulcis	16
3.3 Quadro normativo di riferimento	17
3.4 Principali caratteristiche del Progetto integrato CCS Sulcis	18
3.5 Iter autorizzativo	19
4. Tecnologie di generazione elettrica dal carbone	24
4.1 Impianti ultrasupercritici a polverino di carbone (USPCC)	24
4.2 Principali applicazioni industriali degli impianti USPCC	34
4.3 Impianti di combustione in letto fluido circolante atmosferico (AFBC)	37
4.4 Principali applicazioni industriali degli impianti AFBC	44
4.5 Impianti di combustione in letto fluido pressurizzato (PFBC)	46
4.6 Principali applicazioni industriali degli impianti PFBC	52
4.7 Impianti integrati di gassificazione con ciclo combinato (IGCC)	56
4.8 Principali applicazioni industriali degli impianti IGCC	67
4.9 Processi di ossicombustione	74
4.10 Altre soluzioni impiantistiche avanzate in fase di sviluppo	76
5. Principali tecnologie di rimozione dei composti inquinanti	83
5.1 Rimozione del particolato	83
5.2 Rimozione degli ossidi di azoto dai fumi di combustione	90
5.3 Rimozione degli ossidi di zolfo dai fumi di combustione	93
5.4 Processi SNOX TM	96
5.2 Rimozione dei composti solforati dal syngas derivante dai processi di gassificazione	98
6. Tecnologie di separazione della CO₂ da fumi o syngas	105
6.1 Approcci per la separazione dell'anidride carbonica nelle centrali termoelettriche	106
6.2 Processi di assorbimento con solventi liquidi: generalità	111
6.3 Processi di assorbimento chimico con solventi liquidi	112
6.4 Processi di assorbimento fisico con solventi liquidi	118
6.5 Separazione dell'anidride carbonica mediante membrane	121
7. Problematiche relative alla compressione e al trasporto della CO₂	123
7.1 Tecnologie di compressione della CO ₂	123
7.1 Tecnologie di trasporto della CO ₂	124
8. Tecniche di confinamento della CO₂	126
8.1 Tecniche di confinamento oceanico	127
8.2 Tecniche di confinamento terrestre	129
8.3 Meccanismi di intrappolamento	132
8.4 Confinamento mediante enhanced oil recovery (EOR)	134
8.5 Confinamento mediante enhanced gas recovery (EGR)	140
8.6 Confinamento in formazioni acquifere saline	141
8.7 Confinamento in formazioni di carbone (ECBM)	146
8.8 La fuoriuscita di anidride carbonica dai giacimenti naturali	150
8.9 Possibilità di fuoriuscita dell'anidride carbonica dai siti di confinamento	154
9. Principali progetti internazionali di ricerca e sviluppo sulle tecnologie CCS	156
9.1 Mappatura dei progetti CCS a livello internazionale	157

9.2	Principali applicazioni dimostrative delle tecnologie CCS.....	160
10.	Possibili configurazioni di un impianto CCS da realizzare nel Sulcis.....	169
10.1	Ipotesi generali e assunzioni di carattere tecnico.....	169
10.2	Configurazione USPCC-SNOX.....	174
10.3	Configurazione USPCC-FGD.....	176
10.4	Configurazione AFBC.....	179
10.5	Configurazione IGCC.....	182
10.6	Configurazione OXY.....	186
10.7	Considerazioni conclusive.....	188
11.	Analisi economica di una centrale CCS da realizzare nel Sulcis.....	191
11.1	Costi di investimento.....	192
11.2	Costi operativi della centrale.....	195
11.3	Ricavi dalla vendita dell'energia elettrica.....	200
11.4	Analisi comparativa dell'investimento.....	201
11.5	Analisi di sensitività.....	203
12.	Conclusioni.....	214
13.	Acronimi impiegati.....	217
14.	Riferimenti bibliografici.....	221

1. Introduzione

Fin dal 1994, il forte interesse nel rilancio dell'economia del Sulcis-Iglesiente (Sardegna Sud-Occidentale) ha portato alla promulgazione di una serie di leggi per la realizzazione di una centrale termoelettrica alimentata, almeno parzialmente, con il carbone locale, caratterizzato da un elevato contenuto di zolfo e ceneri (circa 6 e 17% in peso, rispettivamente). Tali leggi (e, in particolar modo, il DPR del 28/01/1994) hanno portato alla progettazione, alla fine degli anni '90, di una centrale termoelettrica da 450 MW elettrici netti basata sulla tecnologia IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle). Il progetto, giudicato non sicuro dal punto di vista finanziario nonostante le significative agevolazioni, è stato tuttavia abbandonato. Successivamente, la legge 80 del 2005 ha rilanciato l'obiettivo di realizzare una centrale termoelettrica nel Sulcis, estendendo le tecnologie applicabili a quelle analoghe, dal punto di vista ambientale, alla gassificazione.

Parallelamente a tale interesse, le politiche europee in materia di riduzione delle emissioni atmosferiche di gas a effetto serra (primo tra tutti l'anidride carbonica), hanno reso sempre più pressante l'esigenza di dimostrare l'applicabilità industriale delle tecnologie di separazione e confinamento geologico dell'anidride carbonica (CCS, Carbon Capture and Storage). Per tale ragione, la successiva legge 99 del 2009 prevede che la centrale termoelettrica da realizzarsi nel Sulcis sia dotata di un sistema CCS dimostrativo, dimensionato per poter trattare almeno una porzione dei gas prodotti dalla centrale termoelettrica¹.

Il presente documento riporta un'analisi generale, dal punto di vista tecnico ed economico, delle problematiche connesse con la realizzazione di tale centrale, con particolare riferimento alla determinazione della configurazione impiantistica e alle prestazioni di carattere energetico e ambientale. A seguito di un inquadramento generale del progetto e di una panoramica dello stato dell'arte delle varie tecnologie, vengono analizzate cinque possibili configurazioni impiantistiche (basate su processi di combustione, di gassificazione e, a titolo prettamente accademico, di ossicombustione). Per ciascuna configurazione impiantistica è presentata, oltre all'analisi delle prestazioni (energetiche e ambientali) e delle principali problematiche operative, la valutazione economica di carattere preliminare, con l'individuazione dei principali indici di redditività dell'investimento.

¹ Secondo il piano di finanziamento NER 300, la taglia dell'impianto dimostrativo dev'essere almeno quella capace di trattare i fumi o il syngas di un ipotetica centrale che, nella configurazione di base (ovvero senza il sistema CCS), produca 250 MW elettrici netti.

In particolare, il presente rapporto tecnico è strutturato come segue:

- nel capitolo 2 sono riportate le principali politiche nazionali ed europee, conseguenti alla entrata in vigore del Protocollo di Kyōto, relative all'applicazione delle tecnologie CCS di separazione e confinamento geologico dell'anidride carbonica;
- il capitolo 3 riporta un quadro normativo generale relativamente alla realizzazione, nel Sulcis, della centrale termoelettrica di cui sopra e all'applicazione a tale centrale delle tecnologie CCS;
- i capitoli 4, 5, 6, 7 e 8 riportano rispettivamente un'analisi dello stato dell'arte delle tecnologie di generazione elettrica, di trattamento dei fumi o del syngas e di separazione, trasporto e confinamento geologico dell'anidride carbonica;
- il capitolo 9 riporta un quadro generale dei principali progetti internazionali di sviluppo delle tecnologie CCS;
- il capitolo 10 riporta la definizione delle cinque configurazioni impiantistiche analizzate e la valutazione delle loro prestazioni energetiche e ambientali;
- il capitolo 11, infine, presenta l'analisi economica delle cinque configurazioni suddette, con la definizione delle singole voci di costo, la determinazione dei principali indici di redditività e l'analisi di sensitività effettuata al fine di prevedere gli effetti delle incertezze nella scelta dei principali parametri di riferimento.

2. Tecnologie CCS: politiche energetiche nazionali e internazionali

La comunità scientifica internazionale è ormai concorde nel ritenere le emissioni antropiche di anidride carbonica una delle principali cause del riscaldamento globale². La necessità di contenere tali effetti sull'ambiente ha portato a uno sforzo sempre maggiore, da parte dei paesi industrializzati, per la riduzione delle emissioni di gas a effetto serra (GHG, Greenhouse Gas): appare infatti più praticabile ed economicamente più conveniente prevenire i mutamenti climatici riducendo le emissioni piuttosto che agire successivamente per la mitigazione degli effetti sul clima.

Diversi studi e, in particolare, i “rapporti Stern” (Bowen et al., 2009; Stern, 2006) hanno quantificato che il mancato o insufficiente intervento contro i cambiamenti climatici porterà a costi economici e sociali che potranno variare tra il 5 e il 20% del PIL mondiale, mentre gli investimenti necessari per stabilizzare la concentrazione dei gas serra attorno a 450 ppm (in volume) dovrebbero ammontare invece a circa lo 0,5% del PIL mondiale nel periodo 2013-2030.

Il presente capitolo riporta un breve cenno sul Protocollo di Kyōto e sulle politiche che la Comunità Europea ha adottato nell'ottica di una riduzione delle emissioni di gas serra, con particolare riferimento allo sviluppo delle tecnologie di separazione e confinamento della CO₂.

2.1 IL PROTOCOLLO DI KYŌTO

Con il Protocollo di Kyōto allegato alla convenzione quadro delle Nazioni Unite sui cambiamenti climatici, siglato nel 1997 e oggi recepito da oltre 160 nazioni, i paesi industrializzati e quelli a economia in transizione si sono impegnati a ridurre del 5,2%, rispetto ai valori del 1990, le emissioni antropogeniche di gas serra (tra cui principalmente anidride carbonica, metano, protossido di azoto, fluorocarburi idrati, perfluorocarburi, esafloruro di zolfo) nel periodo compreso tra il 2008 e il 2012.

Per consentire una tale riduzione, il protocollo di Kyōto prevede, per i paesi aderenti, la possibilità di servirsi di un sistema di “meccanismi flessibili” per l'acquisizione di crediti di emissioni. In particolare definisce:

- il Clean Development Mechanism (CDM), che consente ai paesi industrializzati e a quelli a economia in transizione di realizzare, nei paesi in via di sviluppo, progetti che producano benefici ambientali in termini di riduzione delle emissioni di gas serra e di

² Fonte: Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC) website www.ipcc.ch, giugno 2011.

sviluppo economico e sociale dei paesi ospiti e, nello stesso tempo, generino crediti di emissione (CER, Certified Emission Reductions) per i paesi che promuovono gli interventi;

- il Joint Implementation (JI), che consente ai paesi industrializzati e a economia in transizione di realizzare progetti per la riduzione delle emissioni di gas-serra in un altro paese dello stesso gruppo e di utilizzare i crediti derivanti, congiuntamente con il paese ospite;
- l'Emissions Trading (ET), che consente lo scambio di crediti di emissione tra paesi industrializzati e a economia in transizione; un paese che abbia conseguito una diminuzione delle proprie emissioni di gas serra superiore al proprio obiettivo può così cedere (ricorrendo all'ETS, Emissions Trading System, meglio descritto nel paragrafo 2.2) tali crediti a un paese che, al contrario, non sia stato in grado di rispettare i propri impegni di riduzione delle emissioni di gas serra.

Nel 1994, mediante la decisione 94/69/CE del Consiglio (del 15 dicembre 1993), la Comunità Europea ha ratificato la convenzione quadro delle Nazioni Unite sui cambiamenti climatici. La firma del Protocollo da parte della Commissione è del 1998, mentre la ratifica formale risale al 2002, mediante la decisione 2002/358/CE del Consiglio.

Per rispettare gli accordi derivanti dal Protocollo, gli stati che erano membri dell'Unione Europea prima del 2004 devono ridurre collettivamente le loro emissioni di gas a effetto serra dell'8% tra il 2008 e il 2012. L'Unione Europea si è comunque recentemente impegnata a ridurre di almeno il 20% le proprie emissioni interne entro il 2020.

2.2 POLITICA COMUNITARIA DI RIDUZIONE DELLE EMISSIONI DI GAS A EFFETTO SERRA

Per il raggiungimento degli obiettivi prefissati, i paesi europei possono servirsi di diversi strumenti che intervengono, a livello nazionale o transnazionale, sulle emissioni di gas a effetto serra.

Il principale di tali meccanismi è rappresentato dal citato Emissions Trading System (ETS), ovvero dal mercato europeo delle emissioni, attivato nel 2005 con la direttiva europea 2003/87/CE. L'ETS europeo è un sistema di “cap and trade” delle emissioni dirette. In pratica viene fissato un tetto massimo per le emissioni totali di gas serra concesse annualmente ai singoli paesi comunitari,

cui devono corrispondere dei permessi al rilascio delle emissioni. L'ammontare delle quote totali da distribuire diminuisce di anno in anno, per perseguire gli obiettivi comunitari di riduzione. Tali permessi sono distribuiti anticipatamente a ogni stato comunitario all'inizio del quinquennio in esame, tenuto conto delle emissioni storiche al 1990 e dell'impegno di riduzione preso. Al termine del periodo di osservazione i permessi di emissione devono essere in pari con le emissioni effettivamente prodotte; qualora ci sia un surplus di quote assegnate rispetto all'emissione effettiva, questo potrà essere venduto o accantonato per gli anni successivi, mentre un deficit di quote sarà sanzionato e andrà colmato tramite l'acquisizione di altre quote. Le quote possono essere acquisite attraverso la "borsa della CO₂" da paesi che le abbiano messe in vendita attraverso meccanismi di joint implementation o di clean development.

Nell'ambito del sistema ETS, ogni singolo stato comunitario si è dotato di una politica interna di gestione dei crediti di emissione, con la pubblicazione dei cosiddetti Piani Nazionali di Assegnazione (PNA, altrimenti indicati con l'acronimo inglese NPA, National Plan of Allocation), cui le singole attività industriali devono rifarsi per ottenere i permessi di emissione. Le quote destinate a ciascun paese sono distribuite annualmente tramite il PNA, in massima parte in maniera gratuita. In particolare, il 95% delle quote assegnate nel periodo 2005-2007 e il 90% di quelle assegnate nel periodo 2008-2012 sono a titolo gratuito. Le restanti devono essere acquistate tramite asta. In tal modo incorre in sanzioni solo l'attività che abbia emesso più del previsto o non abbia rispettato gli impegni di riduzione presi.

2.3 LE DIRETTIVE EUROPEE 2009/29/CE E 2009/31/CE

Una volta chiusa la seconda fase, relativa al periodo 2008-2012, il meccanismo di scambio delle quote di emissione oggi in vigore verrà radicalmente modificato, secondo quanto previsto dalla direttiva 2009/29/CE, che modifica e integra la precedente direttiva 2003/87/CE. Dal 2013 in poi, infatti, la quasi totalità delle quote assegnate alle singole nazioni non sarà più a titolo gratuito, ma verrà assegnata a titolo oneroso mediante asta.

La direttiva 2009/31/CE, relativa al confinamento geologico del biossido di carbonio, si pone l'obiettivo di sviluppare un quadro organico economico e normativo atto a eliminare gli ostacoli giuridici ancora esistenti al fine di sviluppare tecnologie CCS ambientalmente sicure e applicabili a centrali termoelettriche a combustibili fossili o ad altre attività industriali.

La direttiva 2009/31/CE dovrà essere recepita dagli stati membri entro il 25 giugno 2011. In Italia essa è stata recepita preliminarmente mediante la legge 96/2010 (art. 16) e il D. Lgs. del 23/03/2011, secondo le linee guida indicate dalla Commissione Europea.

Assegnazione delle quote di emissione

Relativamente alle licenze di emissione, come anticipato, la direttiva 2009/29/CE considera la loro assegnazione prevalentemente a titolo oneroso. È comunque previsto che una parte delle quote di CO₂ venga allocata a titolo gratuito per impianti che rispettano alcune limitazioni. Le quote gratuite sono destinate a:

- impianti che rispondano a particolari criteri di riduzione delle emissioni di gas serra e di efficienza energetica, che propongano tecniche quali teleriscaldamento e cogenerazione;
- impianti nuovi entranti (a eccezione degli impianti di produzione di energia elettrica), cui è destinato il 5% dell'ammontare delle quote previste per il periodo 2013-2020;
- progetti dimostrativi su scala commerciale mirati alla separazione e al confinamento geologico della CO₂ e progetti relativi alle tecnologie innovative per le energie rinnovabili nel territorio dell'Unione, cui è dedicato un programma di finanziamento specifico, il cosiddetto NER 300, descritto nel seguito.

Come accennato, non sono in generale previste quote gratuite per gli impianti di produzione di energia elettrica di stampo tradizionale, che devono quindi fronteggiare un maggior peso economico dovuto all'acquisto delle quote.

Parallelamente alle modifiche apportate alla direttiva 2003/87/CE (modifiche che penalizzano pesantemente la produzione elettrica, responsabile da sola dell'80% delle emissioni di gas serra), la nuova direttiva prevede una serie di manovre e azioni di sostegno e finanziamento per lo sviluppo, nell'ambito dei paesi dell'Unione, di tecnologie innovative.

Confinamento dell'anidride carbonica

La direttiva 2009/31/CE non si applica a siti di confinamento caratterizzati da una capacità complessiva inferiore a 100.000 t di CO₂ o alle applicazioni effettuate ai soli fini di ricerca, sviluppo o sperimentazione di nuovi prodotti e processi. Per tutti gli altri casi, invece, sono fissati

obblighi e criteri per i soggetti coinvolti, principalmente rappresentati dal gestore del sito e dall'autorità competente dello stato membro, e i rapporti fra quest'ultima e la Commissione Europea. La direttiva considera tutte le fasi del ciclo di confinamento, dal punto di vista tecnico e autorizzativo: esplorazione, individuazione del sito, inizio e durata del confinamento, chiusura dei pozzi e fase successiva alla chiusura; inoltre è prevista una continua fase di monitoraggio della durata di almeno trent'anni successivi alla chiusura del sito.

2.3 IL SET PLAN

Già il “settimo programma quadro di ricerca” prevede di incrementare del 50% le spese annue per la ricerca nel settore energetico. Nel novembre 2007 è stato poi presentato il piano strategico europeo per le tecnologie energetiche (Strategic Energy Technology Plan, o SET Plan), col fine di accelerare lo sviluppo e la diffusione di tecnologie energetiche a basse emissioni di anidride carbonica in grado di garantire un buon rapporto costi/benefici. Il piano comprende misure in materia di pianificazione, attuazione, risorse e cooperazione internazionale in relazione alle tecnologie energetiche per superare i vincoli di sviluppo del settore.

Il piano propone sistemi di finanziamento che, a breve termine, possano sostenere la ricerca e favorire la riduzione dei costi, il miglioramento delle prestazioni e conseguentemente l'impiego commerciale su larga scala delle tecnologie di separazione, trasporto e confinamento dell'anidride carbonica, di impiego dei biocarburanti e di integrazione delle fonti di energia rinnovabili nella rete elettrica.

All'interno del SET Plan, particolare riguardo è riservato alle tecniche CCS, considerate una efficace risposta alle immediate necessità di riduzione delle emissioni di gas serra e ritenute inoltre sufficientemente mature per essere impiegate commercialmente nel breve periodo. L'obiettivo è, infatti, quello di dotare di tali sistemi, entro il 2020, tutte le centrali di produzione di energia elettrica.

All'interno del SET Plan si inserisce il programma di finanziamento NER 300, che definisce i criteri di finanziamento e le caratteristiche minime di una serie di progetti CCS dimostrativi da avviare, entro il 2015, su tutto il territorio europeo.

2.4 IL PIANO DI FINANZIAMENTO NER 300

La decisione 2010/670/CE contiene disposizioni per attuare un meccanismo di co-finanziamento pubblico e privato con lo scopo di incentivare gli operatori del settore privato e gli stati membri dell'Unione Europea a investire in progetti dimostrativi commerciali di separazione e confinamento della CO₂ e in tecnologie per le energie rinnovabili. Nell'ambito della decisione saranno selezionate 12 progetti dimostrativi sulle tecnologie CCS, in due diversi cicli di selezione, che in ogni caso avranno termine entro il 31/12/2015. La prima chiamata per la presentazione delle proposte è stata pubblicata a novembre 2010.

Il fondo pubblico per il finanziamento della decisione 2010/670/CE sarà alimentato dalla vendita di 300 milioni di quote di CO₂ riservate agli impianti nuovi entranti (lo stesso nome del programma non è altro che l'acronimo di New Entrant Reserve 300), come già citato nel decreto 2003/87/CE, e non sarà quindi a carico del bilancio comunitario: ciò permette che sullo stesso progetto possano insistere anche finanziamenti pubblici di altro tipo, provenienti da bandi EEPR (European Energy Programme for Recovery) e RSFF (Risk Sharing Finance Facility). Il finanziamento totale disponibile dipenderà dal prezzo di mercato delle quote al momento della vendita³.

Sono finanziabili nell'ambito di tale programma i "costi pertinenti" dei primi 10 anni di vita dell'impianto, previa verifica dell'ottenimento delle autorizzazioni nazionali necessarie per l'impianto stesso (sondaggi, valutazioni di impatto ambientale, ecc.) e, relativamente alle tecnologie CCS, della quantità effettivamente confinata di CO₂. In particolare, per ogni progetto potrà essere finanziato al massimo il 50% dei costi pertinenti, che in ogni caso non dovranno essere superiori al 15% del finanziamento totale, pari 45 milioni di quote.

I progetti dovranno riguardare tecnologie non ancora disponibili a livello commerciale, ma sufficientemente avanzate da non subire modificazioni sostanziali nell'aumento di scala. Le tecnologie e le informazioni derivanti dalla conduzione del progetto dovranno essere inoltre condivise e diffusamente divulgate ogni anno.

Nell'ambito del programma NER 300 saranno finanziati otto progetti sulle CCS, almeno tre dei quali devono prevedere il confinamento della CO₂ in giacimenti di idrocarburi e almeno tre

³ Nei primi mesi del 2011 (gennaio-giugno) il prezzo di mercato delle quote di CO₂ si è attestato tra 15 e 17 €/t (fonte: Kyoto Club website www.kyotoclub.org, luglio 2011), al quale corrisponderebbe un finanziamento complessivo dell'ordine dei cinque miliardi di euro.

devono prevedere il confinamento in acquiferi salini. Gli impianti finanziabili dovranno riguardare tutta la filiera della CO₂ (separazione, trasporto e confinamento), con una taglia minima pari a 250 MW se riferita alla produzione elettrica dell'impianto integrato⁴ o 500'000 t all'anno di anidride carbonica se riferita all'entità del confinamento per impianti industriali non di generazione elettrica. Il finanziamento sarà corrisposto annualmente e attribuito in misura proporzionale alle emissioni effettivamente evitate.

Relativamente ai progetti italiani, nel marzo 2011 è stato giudicato finanziabile attraverso il programma NER 300 il progetto Enel di Porto Tolle (per una breve descrizione del quale si rimanda al paragrafo 9.2 del presente documento).

⁴ Intesa come potenza elettrica netta dell'impianto prima dell'introduzione del sistema di separazione e confinamento della CO₂.

3. Possibile applicazione delle tecnologie CCS nel Sulcis: aspetti normativi

Sulla base di quanto indicato al capitolo 2, appare evidente come la possibilità di testare le tecnologie CCS presso il bacino carbonifero del Sulcis possa essere particolarmente interessante a livello economico e strategico.

Il presente capitolo riporta, a seguito di una breve descrizione del sito, le linee generali di carattere normativo che stanno alla base del “Progetto integrato CCS Sulcis” (attualmente in fase di pianificazione) e le principali caratteristiche del progetto, così come definite dalle stesse normative.

3.1 IL SITO

Il bacino carbonifero del Sulcis, attualmente l’unico attivo in Italia, si estende nell’estremità Sud-Ovest della Sardegna e si immerge in direzione Sud/Sud-Ovest con un’inclinazione di circa 10° (figura 3.1). La parte settentrionale del bacino è sfruttata con sistemi tradizionali di coltivazione del carbone nella concessione della miniera Monte Sinni della Carbosulcis S.p.A. (figura 3.2), mentre la parte meridionale del giacimento, la cui profondità raggiunge gli 800-1500 m, è attualmente oggetto di ricerca per le applicazioni CCS.

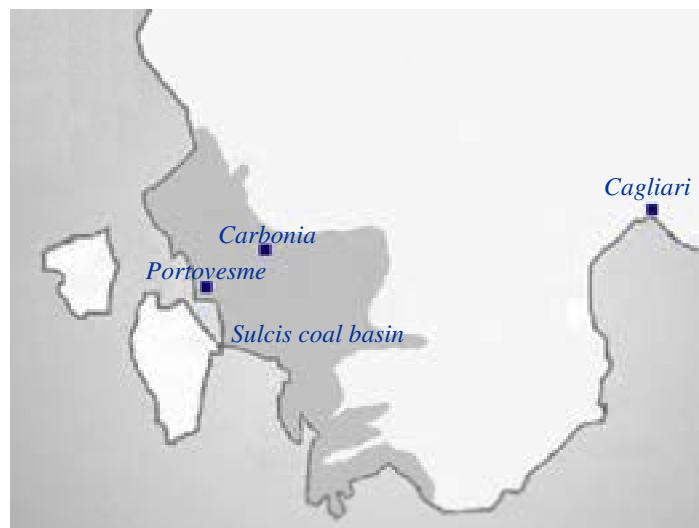


Figura 3.1. Il bacino carbonifero del Sulcis.



Figura 3.2. I “castelli” della miniera Carbosulcis di Seruci⁵.

Il carbone Sulcis è rappresentativo di numerose qualità di carbone caratterizzate da proprietà analoghe (elevato contenuto di zolfo e ceneri), largamente disponibili e diffuse a livello mondiale. Le tecnologie CCT e CCS sviluppate nel bacino del Sulcis sarebbero quindi caratterizzate da un’altissima trasferibilità (soprattutto nei paesi emergenti quali Cina, India, ecc.) e darebbero un’alta competitività all’industria italiana ed europea.

Studi preliminari di caratterizzazione del carbone estratto e precedenti indagini sulla geologia del sito hanno evidenziato una notevole affinità del bacino carbonifero all’applicazione delle tecnologie CCS. Tale affinità è dovuta a una serie di caratteristiche peculiari del sito in questione:

- buona omogeneità del reservoir, che favorisce la distribuzione e l’adsorbimento della CO₂;
- carattere subbituminoso del carbone Sulcis, che presenta ottime capacità di adsorbimento della CO₂;
- faglie adatte al confinamento in quanto impermeabili e non eccessivamente estese;
- campo di profondità (800-1500 m) ottimale per il confinamento della CO₂;
- geometria favorevole e permeabilità del letto di carbone;
- presenza di una formazione acquifera al di sotto degli strati più profondi del giacimento di carbone, la quale aumenta sensibilmente la capacità di confinamento del sito.

⁵ Fonte: Carbosulcis website www.carbosulcis.eu, maggio 2011.

3.2 IL PROGETTO INTEGRATO CCS SULCIS

Date le caratteristiche del sito e le problematiche di carattere socio-economico che caratterizzano l'area Sud Occidentale della Sardegna, già da alcuni decenni si sta cercando, a livello nazionale, di favorire lo sviluppo dell'area anche mediante la realizzazione di progetti dimostrativi e industriali che comportino l'impiego del carbone Sulcis e il conseguente sviluppo dell'attività mineraria.

In tale ambito, il "Progetto integrato" prende avvio con il Decreto del Presidente della Repubblica del 28/01/1994, che prevede l'assegnazione di una concessione integrata e le agevolazioni finanziarie per la realizzazione di un impianto IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) per la produzione di energia elettrica. Il progetto dell'impianto "IGCC Sulcis", completo di tutte le autorizzazioni necessarie (incluso il decreto di valutazione di impatto ambientale), è stato completato nel 1999, ma le difficoltà tecniche e finanziarie riscontrate hanno portato, nel 2003, al ritiro ufficiale della concessione.

Nel 2005, il Progetto integrato Sulcis viene rilanciato con la legge 80 (del 14/05/2005) attraverso una nuova gara internazionale. La suddetta legge prevede l'assegnazione di una concessione integrata senza aiuti agli investimenti, richiede la cessione di energia elettrica a prezzo agevolato alle industrie situate in Sardegna ed estende il progetto a qualunque tecnologia equivalente, dal punto di vista ambientale, alla gassificazione.

In data 17 luglio 2008, la Commissione Europea contesta la legittimità e la compatibilità degli aiuti previsti nel progetto a favore del concessionario e delle imprese energivore locali, intendendoli come aiuti di stato non ammissibili. A seguito di tale contestazione è stata emanata la legge 99 del 23/07/2009 che, tra le altre cose, modifica i contenuti della legge n. 80/2005 sulla assegnazione di una concessione integrata.

Le modifiche apportate alla legge 80/2005 risultano in linea con quanto indicato dalla Commissione Europea e introducono inoltre la condizione che la centrale elettrica sia dotata di sistemi innovativi di separazione e confinamento geologico dell'anidride carbonica prodotta.

3.3 QUADRO NORMATIVO DI RIFERIMENTO

Nel presente paragrafo sono descritti, in maniera più specifica, i principali riferimenti normativi citati nel paragrafo precedente.

DPR 28/01/1994

Il Decreto del Presidente della Repubblica del 28/01/1994 stabilisce, come accennato, le condizioni tecniche ed economiche per l'affidamento della concessione integrata per la gestione della miniera del Sulcis e la realizzazione e la gestione di un impianto IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) per la produzione di energia elettrica.

In particolare, il DPR prevede agevolazioni finanziarie:

- sul prezzo di cessione dell'energia elettrica prodotta;
- sugli investimenti per la realizzazione degli impianti secondo criteri e modalità previsti dalla delibera CIPI (Comitato Interministeriale per il coordinamento della Politica Industriale) del 22/04/1993.

Come accennato, il progetto ha incontrato difficoltà finanziarie, per cui la concessione è stata ufficialmente ritirata nel 2003.

Legge 80/2005

Nel 2005 l'Italia rilancia il progetto integrato Sulcis con la legge 80/2005 attraverso una nuova gara internazionale. La legge prevede l'assegnazione di una concessione integrata ai sensi del DPR del 28/01/1994, in coerenza con gli indirizzi di priorità del sistema energetico regionale. La legge 80, in particolare, non prevede aiuti agli investimenti e introduce, come fatto nuovo, la presentazione di un piano industriale che preveda la disponibilità di energia elettrica a costo ridotto per le imprese localizzate in Sardegna. Inoltre, per quanto riguarda le tecnologie da adottare, essa estende la possibilità di impiego, oltre alla gassificazione, anche alle tecnologie di combustione a essa equivalenti dal punto di vista ambientale.

Legge 99/2009

Come accennato, in data 17 luglio 2008 la Commissione Europea contesta la legittimità e la compatibilità degli aiuti previsti nel progetto a favore del concessionario e delle imprese energivore locali.

Preso atto di tali obiezioni e degli obiettivi del DPR del 28/01/1994, viene emanata la legge n. 99 del 23/07/2009, che modifica i contenuti della legge 80/2005 sulla assegnazione di una concessione integrata.

In particolare, le modifiche apportate risultano in linea con quanto indicato dalla Commissione Europea e, per di più, introducono la condizione che la centrale elettrica sia dotata di sistemi innovativi di separazione e confinamento dell'anidride carbonica prodotta. Esse prevedono, in tal modo, la realizzazione di un progetto dimostrativo basato sull'applicazione delle tecnologie CCS, il cui sviluppo è promosso dalla stessa Comunità Europea e rientra nei suoi programmi di finanziamento.

In particolare, le modifiche rispetto alla precedente legge 80/2005 riguardano l'assegnazione, nella Legge 99/2009, da parte della Regione Sardegna di una concessione integrata per la gestione della miniera di carbone del Sulcis e la produzione di energia elettrica con la separazione e il confinamento dell'anidride carbonica prodotta.

3.4 PRINCIPALI CARATTERISTICHE DEL PROGETTO INTEGRATO CCS SULCIS

Sulla base del quadro normativo sopra delineato, il progetto integrato CCS Sulcis dovrà essere caratterizzato di seguenti aspetti principali:

1. realizzazione e gestione di una centrale termoelettrica integrata con la miniera di carbone del Sulcis, finalizzata alla produzione di energia elettrica e alla gestione della miniera carbonifera stessa;
2. la centrale termoelettrica potrà essere basata sull'applicazione della tecnologia di gassificazione o su una tecnologia ambientalmente equivalente;
3. la taglia dell'impianto dovrà essere compresa fra 300 e 450 MW elettrici netti con cogenerazione di fluidi caldi;
4. la centrale dovrà essere alimentata con un quantitativo di carbone Sulcis superiore al 50%, su base annua, in termini di contributo energetico;
5. il carbone Sulcis è assimilato alle fonti rinnovabili;

6. è previsto il rispetto di stringenti valori di emissione, con limiti pari a circa la metà di quelli previsti dalle normative nazionali⁶;
7. la centrale dovrà essere dotata di sistemi dimostrativi di separazione e confinamento definitivo del biossido di carbonio prodotto dalla stessa;
8. potrà essere prevista la realizzazione, anche in via sperimentale, del confinamento definitivo del biossido di carbonio in formazioni geologiche profonde, con sostegno finanziario limitato alla copertura dei costi addizionali per lo sviluppo della parte innovativa a maggiore rischio del progetto;
9. il concessionario, successivamente all'ottenimento delle autorizzazioni, dovrà prendere in carico la miniera e il relativo personale garantendo, per l'intera durata della concessione, il mantenimento del livello occupazionale della miniera;
10. per la realizzazione della centrale termoelettrica sono previste agevolazioni finanziarie basate sul prezzo di cessione dell'energia elettrica prodotta, secondo il provvedimento CIP (Comitato Interministeriale dei Prezzi) n. 6 del 29 aprile 1992⁷; non sono previste invece agevolazioni finanziarie in conto capitale;
11. per quanto riguarda la "realizzazione di progetti dimostrativi sulla cattura e sullo stoccaggio definitivo del biossido di carbonio emesso dagli impianti termoelettrici nonché realizzazione, anche in via sperimentale, dello stoccaggio definitivo del biossido di carbonio in formazioni geologiche profonde e idonee, anche a fini di coltivazione" la legge 99/2009 prevede un "sostegno finanziario limitato alla copertura dei costi addizionali per lo sviluppo della parte innovativa a maggiore rischio del progetto".

3.5 ITER AUTORIZZATIVO

Il concessionario della centrale CCS Sulcis dovrà avviare le procedure autorizzative previste dalle normative in vigore per tali tipologie di impianti. Esse riguardano in particolare:

⁶ Relativamente alle emissioni gassose, la normativa attualmente vigente (Allegato II, parte V, del D. Lgs. 152 del 3/11/2006 e successive modificazioni) prevede limiti di emissione pari a 200 mg/Nm³ per gli ossidi di azoto e zolfo e a 30 mg/Nm³ per le polveri; tali valori sono riferiti a una concentrazione di ossigeno nei fumi pari al 6% in volume.

⁷ Il provvedimento CIP 6/1992 prevede che il costo di cessione al mercato nazionale (attualmente al GSE, Gestore dei Servizi Energetici) dell'energia elettrica prodotta da fonti rinnovabili (alle quali il carbone Sulcis è assimilato) sia calcolato sulla base dei "costi evitati". In particolare, con riferimento all'anno 2010, è previsto un costo evitato d'impianto di 2,21 c€/kWh, un costo evitato di esercizio di 0,76 c€/kWh e un costo evitato del combustibile di c€/kWh. A tali costi dev'essere aggiunto, per i primi otto anni di esercizio, un incentivo pari a 6,74 c€/kWh, mentre una ulteriore maggiorazione pari a 0,40 c€/kWh è prevista per gli impianti a carbone a partire dal nono anno di esercizio.

1. la caratterizzazione della qualità ambientale di suolo e sottosuolo dell'area individuata per la costruzione dell'impianto;
2. il parere favorevole del Ministero dell'Ambiente in sede di procedura di VIA (Valutazione di Impatto Ambientale);
3. le autorizzazioni per la realizzazione dell'impianto;
4. l'autorizzazione integrata ambientale.

Caratterizzazione della qualità ambientale di suolo e sottosuolo

Una volta individuato il sito per l'ubicazione della centrale termoelettrica, è necessario procedere alla caratterizzazione della qualità ambientale di suolo e sottosuolo dell'area circostante, in accordo agli obblighi previsti dalla parte VI del titolo V del D. Lgs. n. 152/06 e successive modificazioni. Andrà pertanto prodotta, per il sito individuato, la documentazione riguardante i seguenti aspetti principali:

- le indagini geotecniche e geognostiche;
- le indagini per la caratterizzazione chimico-ambientale dei terreni superficiali;
- gli studi geoambientali e l'eventuale progetto di bonifica dell'area su cui ubicare l'impianto, finalizzati all'accertamento delle condizioni chimico-ambientali del sito;
- gli studi relativi alle caratteristiche dei vari materiali depositati sul sito e alla qualità delle acque di falda superficiale, con l'obiettivo di definire la qualità del suolo e del sottosuolo.

Valutazione di impatto ambientale

Relativamente alla procedura di valutazione di impatto ambientale (VIA), dovrà essere approntato lo studio di impatto ambientale (SIA), che dovrà presumibilmente includere quanto già previsto nel decreto di pronuncia di compatibilità ambientale del 04/08/1999 relativo al progetto IGCC Sulcis. In particolare dovrà essere dimostrato il rispetto delle prescrizioni ambientali relativamente ai seguenti aspetti:

- emissioni in atmosfera;
- caratteristiche del combustibile integrativo;
- monitoraggio delle emissioni in atmosfera;

- monitoraggio della qualità dell'aria, delle deposizioni al suolo di inquinanti atmosferici e biomonitoraggio;
- recupero e inserimento ambientale;
- discariche dei rifiuti;
- controllo e mitigazione degli impatti sulle risorse idriche superficiali e marine;
- monitoraggio delle acque sotterranee;
- progetto e gestione della fase di cantiere;
- inquinamento acustico;
- acque reflue di provenienza meteorica;
- sistema di trasporto di carbone e ceneri;
- audit ambientale;
- piano di dismissione dell'impianto;
- minimizzazione delle emissioni polverulente;
- minimizzazione delle emissioni gassose diffuse;
- analisi dei rischi.

In linea di principio, si può ragionevolmente ipotizzare che la nuova soluzione impiantistica CCS Sulcis debba affrontare ex novo l'intera procedura di valutazione di impatto ambientale, così come l'intero iter autorizzativo affrontato a suo tempo per il progetto IGCC Sulcis. D'altra parte, il vincolo di base per il nuovo progetto integrato CCS Sulcis è proprio il rispetto degli esiti della procedura VIA dell'impianto IGCC Sulcis, cosicché possono essere previste normative specifiche che tengano conto di tale peculiarità.

Autorizzazioni per la realizzazione dell'impianto

Relativamente alle autorizzazioni per la realizzazione dell'impianto deve essere predisposta la documentazione per le diverse istanze autorizzative, che potranno essere rilasciate presumibilmente in sede di conferenza dei servizi. In particolare dovranno essere ottenute le seguenti autorizzazioni:

- autorizzazione alla costruzione e all'esercizio dell'impianto ai sensi del DPR 203/1988;
- concessione edilizia;

- procedura di notifica (DPR 175/1988) e nulla osta del Comando dei Vigili del Fuoco per l'ottenimento del certificato di prevenzione incendi;
- nulla osta alla costruzione di opere costituenti ostacolo al volo a bassa quota;
- concessione edilizia per i nastri di trasporto dalla miniera;
- concessione edilizia per i nastri di trasporto dal porto;
- concessione demaniale;
- autorizzazione allo scarico;
- autorizzazione per la realizzazione dell'elettrodotto in cavo interrato a 220 kV;
- caratterizzazione ed eventuale eliminazione di sorgenti inquinanti ai sensi del D. Lgs. 152/2006 e successive modificazioni.

Studi sui materiali e sulla qualità dell'acqua

Oltre alle autorizzazioni di cui sopra, il nuovo impianto, per tipologia e taglia (uguale o maggiore di 350 MW), sarà soggetto anche al rilascio dell'autorizzazione integrata ambientale, così come previsto dal D. Lgs. n. 152/06 e successive modificazioni, in attuazione integrale della direttiva 96/61/CE relativa alla prevenzione e riduzione integrate dell'inquinamento. L'autorizzazione dev'essere richiesta al Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio, in quanto autorità competente di riferimento.

La stessa autorità competente determina le condizioni per l'autorizzazione integrata ambientale secondo i principi generali atti a prevenire e ridurre l'inquinamento derivante dalla realizzazione, conduzione e cessazione delle attività dell'impianto in questione.

La procedura ai fini del rilascio di tale autorizzazione prevede la presentazione di una domanda contenente le seguenti informazioni:

1. descrizione dell'impianto e indicazione della tipologia e della portata delle sue attività;
2. materie prime e ausiliarie, sostanze ed energia usate o prodotte dall'impianto;
3. fonti di emissione dell'impianto;
4. stato del sito di ubicazione dell'impianto;
5. tipo ed entità delle emissioni dell'impianto in ogni settore ambientale, nonché un'identificazione degli effetti significativi delle emissioni stesse sull'ambiente;
6. tecnologia utilizzata e altre tecniche in uso per prevenire o per ridurre le emissioni inquinanti dell'impianto;

7. misure di prevenzione e di recupero dei rifiuti prodotti;
8. misure previste per controllare le emissioni nell'ambiente, nonché le attività di autocontrollo e di controllo programmato che richiede l'intervento dell'Agenzia per la Protezione dell'Ambiente e per i Servizi Tecnici e delle Agenzie regionali e provinciali per la protezione dell'ambiente;
9. eventuali principali alternative prese in esame dal gestore, in forma sommaria;
10. altre misure previste per ottemperare ai principi di cui al decreto in questione.

La domanda di autorizzazione integrata ambientale dovrà inoltre contenere una sintesi (non tecnica) dei suddetti dati e l'indicazione delle informazioni che, ad avviso del gestore, non devono essere diffuse per ragioni di riservatezza industriale, commerciale o personale e di tutela della proprietà intellettuale.

L'autorizzazione integrata ambientale includerà tutte le misure necessarie per soddisfare i requisiti di livello elevato di protezione dell'ambiente nel suo complesso, nonché i valori limite per le emissioni dirette di gas serra, di cui all'allegato I della direttiva 2003/87/CE (e successive modificazioni) che, secondo quanto previsto dal D. Lgs. n. 59 del 18/02/2005, “non possono essere meno rigorosi di quelli fissati dalla normativa vigente”.

4. Tecnologie di generazione elettrica dal carbone

Le tecnologie di generazione elettrica oggi disponibili per le applicazioni in impianti di taglia commerciale (tipicamente 300-800 MW elettrici netti) sono la combustione in impianti supercritici o ultrasupercritici a polverino di carbone, la combustione in impianti a letto fluido atmosferico e la gassificazione in impianti IGCC (quest'ultima tecnologia, come illustrato nel seguito, non è ancora pienamente matura per ciò che riguarda le integrazioni con sistemi di separazione dell'anidride carbonica). Inoltre sono in fase avanzata di sviluppo le tecnologie di combustione in letti fluidi pressurizzati e le tecnologie di ossicombustione.

Il presente capitolo riporta una descrizione delle tecnologie di generazione elettrica ritenute più promettenti (anche in chiave futura) per l'applicazione in impianti di generazione elettrica dotati di sistemi CCS.

4.1 IMPIANTI ULTRASUPERCRITICI A POLVERINO DI CARBONE (USPCC)

Gli impianti a vapore supercritici a polverino di carbone (SPCC, Supercritical Pulverized Coal Combustion) operano con vapore surriscaldato caratterizzato da pressioni massime del ciclo superiori a quella del punto critico dell'acqua⁸.

Le centrali termoelettriche che operano i surriscaldamenti del vapore al di sopra di tali condizioni sono dette supercritiche o ultrasupercritiche (USPCC, Ultra Supercritical Pulverized Coal Combustion, o più semplicemente USC, Ultra SuperCritical). La definizione di impianto supercritico o ultrasupercritico è abbastanza generica e varia spesso nella letteratura scientifica. La seguente tabella 4.1 riporta, a titolo di esempio, la classificazione suggerita dal Clean Coal Centre dell'International Energy Agency (Nalbandian, 2008).

⁸ Il punto critico dell'acqua corrisponde alla pressione di 22,06 MPa e alla temperatura di 374 °C ed è il punto in cui il vapore e il liquido sono indistinguibili. Al punto critico la somministrazione di calore o un aumento di pressione non causa un cambiamento di stato e pertanto non avviene il processo di ebollizione.

<i>Tipologia impianto</i>	<i>Pressione vapore [MPa]</i>	<i>Temperatura vapore surriscaldato [°C]</i>	<i>Temperatura vapore risurriscaldato [°C]</i>	<i>Efficienza tipica ⁽¹⁾</i>
Subcritico	< 22,1	< 565	< 565	33-39 %
Supercritico	22,1-25,0	540-580	540-580	38-42 %
Ultrasupercritico	> 25,0	> 580	> 580	> 42 %
Nota: ⁽¹⁾ Riferita al potere calorifico superiore dell'impianto				

Tabella 4.1. Classificazione tipica tra impianti subcritici, supercritici e ultrasupercritici⁹.

Il ricorso a condizioni di pressione e temperatura del vapore sempre più elevate è giustificato dall'esigenza di aumentare quanto più possibile l'efficienza del processo di conversione di energia termica in energia elettrica. Tale incremento, ovviamente, ha numerosi vantaggi, quali il minor consumo di combustibile, le minori emissioni inquinanti, la riduzione dei volumi di fumi da trattare e una riduzione dei costi di investimento e operativi (Kather et al., 2008). A titolo di esempio, l'incremento della pressione massima da 17 a 25 MPa consente di conseguire un aumento del rendimento dell'ordine del 2% in termini relativi, corrispondente a quasi un punto percentuale di rendimento in termini assoluti. D'altra parte, l'incremento della temperatura massima del vapore da 540 a 590 °C determina un incremento di rendimento tipicamente dell'ordine dell'1,5% in termini relativi. L'adozione del doppio surriscaldamento consente anch'esso un guadagno di rendimento dell'ordine del 2%. Inoltre una riduzione di circa 20-30 °C della temperatura dei gas combusti all'uscita del generatore di vapore induce un incremento pari a circa l'1,0-1,5% del rendimento, ancora in termini relativi. Complessivamente, l'adozione contemporanea di più accorgimenti consente di conseguire incrementi complessivi di rendimento dell'ordine del 6-7% relativi, corrispondenti a circa 3,0-3,5 punti percentuali assoluti.

La figura 4.1 riporta lo schema semplificato di un impianto a vapore supercritico alimentato con polverino di carbone (schema che peraltro non differisce in maniera significativa da quello degli impianti a vapore convenzionali) dotato di una tipica sezione di trattamento dei gas combusti preposta al controllo delle emissioni di particolato, NOx e SOx. Ovviamente, la configurazione di quest'ultima sezione dipende notevolmente dalle condizioni operative dell'impianto, dal combustibile utilizzato e dai limiti di emissione stabiliti dalla normativa e dalle autorità locali.

⁹ Fonte: Nalbandian, 2008.

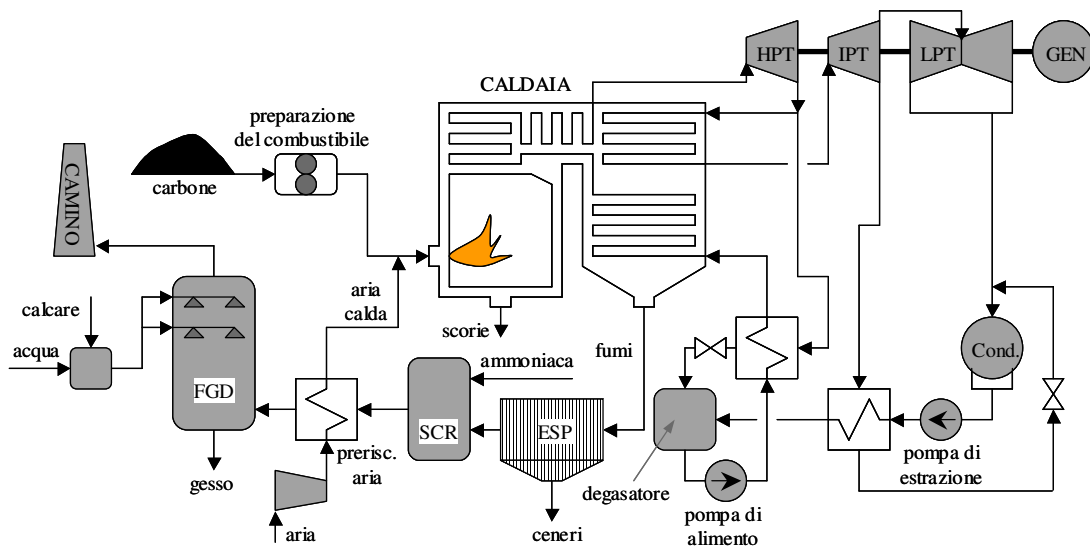


Figura 4.1. Schema generale di un impianto a vapore supercritico a polverino di carbone¹⁰.

Il carbone, macinato in appositi mulini al fine di ottenere un polverino molto fine¹¹, viene miscelato all'aria primaria e immesso, insieme all'aria secondaria, nel generatore di vapore (che opera con temperature di fiamma dell'ordine dei 1500 °C). All'interno del generatore di vapore sono disposte le diverse sezioni di scambio termico per la produzione del vapore surriscaldato. A valle degli economizzatori i gas combusti fuoriescono a una temperatura dell'ordine dei 350-400 °C e l'ultima fase del recupero termico viene realizzata mediante il preriscaldatore dell'aria comburente che raffredda i fumi sino a circa 120-150 °C.

Prima dell'immissione in atmosfera, i fumi attraversano inoltre una sezione di trattamento, la cui configurazione tipica prevede la depolverazione a elevata temperatura (ovvero operata tra l'economizzatore e il preriscaldatore d'aria) mediante un precipitatore elettrostatico, seguita da una sezione di rimozione degli ossidi di azoto basata su un processo di riduzione selettiva catalitica (SCR, Selective Catalytic Reduction) e, infine, da una sezione di desolforazione (FGD, Flue Gas Desulphurization), generalmente basata su processi a umido che utilizzano calcare come sorbente e che producono gesso di qualità commerciale come residuo. Per una descrizione più approfondita di tali tecnologie di trattamento si rimanda al capitolo 5.

Le prime applicazioni commerciali della tecnologia di combustione in condizioni supercritiche risalgono ai primi anni '60. Degni di nota, tra gli impianti realizzati con la tecnologia

¹⁰ Fonte: Pettinau et al., 2003.

¹¹ Tipicamente il 70% (in massa) del carbone presenta una granulometria inferiore ai 75 µm.

supercritica, sono l'Eddystone Unit 2 da 300 MWe (figura 4.2), installato nel 1960 presso Eddystone in Pennsylvania (operante a 24,3 MPa/565/565/565 °C¹²), e l'unità C12 di Drakelow nel Regno Unito (operante a 25,2 MPa/593/565 °C), con una potenza elettrica di 375 MW (figura 4.3).



Figura 4.2 Impianto supercritico Eddystone Unit 2 della Exelon Corporation, negli Stati Uniti¹³.



Figura 4.3 Impianto supercritico della PowerGen plc presso Drakelow, nel Regno Unito¹⁴.

¹² Secondo tale convenzione si indicano rispettivamente la pressione operativa e le temperature di surriscaldamento e dei risurriscaldamenti successivi.

¹³ Fonte: Exelon Corporation website www.exeloncorp.com, giugno 2011.

¹⁴ Fonte: Industcards website www.industcards.com, giugno 2011.

Negli anni successivi la tecnologia supercritica fu tuttavia gradualmente abbandonata a causa dei numerosi problemi manifestatisi negli impianti già realizzati e vennero preferiti i più convenzionali impianti a vapore subcritici, caratterizzati da minori rendimenti, ma anche da costi inferiori e da maggiore affidabilità. Negli ultimi decenni, invece, la sempre più pressante necessità di incrementare il rendimento e di ridurre le emissioni inquinanti ha determinato un rinnovato interesse per la tecnologia degli impianti a vapore supercritici. I contestuali e notevoli sviluppi conseguiti nel campo dei materiali hanno permesso l'adozione di condizioni operative decisamente superiori a quelle adottate negli impianti convenzionali.

Le attuali tecnologie supercritiche e ultrasupercritiche, operando con pressioni di circa 24-30 MPa e temperature massime di circa 560-600 °C, consentono rendimenti globali del 43-46% (riferiti al potere calorifico inferiore del combustibile), già al netto degli assorbimenti energetici dovuti alla presenza dei sistemi di abbattimento degli inquinanti e in relazione alla qualità dei carboni utilizzati.

Caratteristiche operative

L'attuale stato dell'arte nel settore della tecnologia supercritica è rappresentato, come detto, da impianti operanti con pressioni massime del vapore di 24-30 MPa, temperature massime di 560-600 °C e con doppio risurriscaldamento del vapore. Recenti realizzazioni rappresentative di tale tecnologia sono, per esempio, l'impianto giapponese Matsuura (unità n. 2 operante a 24,1 MPa/593/593 °C), operativo dal 1997 (figura 4.4), e l'impianto danese di Ålborg (unità n. 3 operante a 28,5 MPa/580/580/580 °C), operativo dal 1998. Quest'ultimo è caratterizzato da una efficienza elettrica del 47%, una efficienza di rimozione degli ossidi di zolfo del 96% e una riduzione degli NOx dell'80% circa (Watson, 2005). Altri impianti commissionati più di recente presentano temperature massime di circa 600-610 °C e pressioni massime di circa 30 MPa, anche se le prestazioni di tali impianti sono ancora da verificare sul campo.



Figura 4.4 Impianto ultrasupercritico Mitsuura della J-Power, in Giappone¹⁵.

Attualmente, gli impianti SPCC e USPCC possono essere caratterizzati da valori medi del rendimento globale (valutato con riferimento al potere calorifico inferiore del combustibile) dell'ordine del 43-46%. Tuttavia, in relazione a specifici fattori quali le caratteristiche del combustibile, la configurazione della sezione di trattamento dei gas combusti, le condizioni ambientali del sito, il sistema di raffreddamento del condensatore, ecc., il rendimento globale di alcuni impianti supercritici a vapore può risultare anche pari al 46-47% (Watson, 2005).

Un importante aspetto che influenza significativamente l'efficienza del ciclo a vapore è rappresentato dalla tipologia del sistema di raffreddamento del vapore stesso allo scarico della turbina. In tal senso, l'adozione di un condensatore a circuito aperto alimentato con acqua di mare rappresenta la soluzione energeticamente ed economicamente più efficiente, in quanto consente di mantenere ridotti valori di pressione al condensatore (di solito 4,5-6,0 kPa). Tale soluzione richiede la disponibilità di elevate portate d'acqua (tipicamente 120-150 m³/h per megawatt netto) necessarie al fine di mantenere la temperatura dell'acqua allo scarico entro i limiti imposti dalla normativa (pari, in Italia, a 35 °C per gli scarichi a mare e a 30 °C per gli scarichi nei corsi d'acqua). Nel caso in cui il sito in esame per la realizzazione dell'impianto non presenti una sufficiente disponibilità di acqua, o comunque nel caso in cui si vogliano limitare le emissioni termiche a mare o nei corsi d'acqua, si possono utilizzare sistemi di raffreddamento del condensatore basati sull'impiego di torri evaporative. In quest'ultimo caso, la portata d'acqua necessaria è molto minore di quella richiesta da un condensatore aperto (circa il 4-6% della stessa) e l'energia termica estratta dal condensatore viene smaltita in atmosfera. L'inconveniente principale delle torri evaporative, oltre al

¹⁵ Fonte: Industcards website www.industcards.com, giugno 2011.

maggior costo iniziale, è rappresentato dai maggiori assorbimenti energetici e dalla maggiore temperatura dell'acqua all'ingresso del condensatore, la quale determina maggiori pressioni al condensatore stesso (intorno a 1-3 kPa in più) e quindi minori rendimenti del ciclo. Complessivamente, l'adozione di una torre evaporativa rispetto a un condensatore a circuito aperto può determinare, a parità di altre condizioni, una diminuzione del rendimento globale dell'impianto pari a circa l'1,5-3,0%, ovvero 0,75-1,5 punti percentuali di rendimento.

La tabella 4.2 riporta una tipica ripartizione degli assorbimenti energetici relativi alle principali apparecchiature ausiliarie, valutati in termini percentuali rispetto alla potenza lorda prodotta dalla turbina a vapore. I dati riportati si riferiscono a un tipico impianto supercritico, alimentato con un carbone di medie caratteristiche, con condensatore ad acqua di mare a circuito aperto e dotato di una sezione di trattamento dei gas combustibili comprendente le unità di controllo del particolato, degli SO_x e degli NO_x.

<i>Componente</i>	<i>Potenza richiesta [%]</i>
Ventilatori del generatore di vapore	1,4-2,0
Mulini del carbone	0,32-0,53
Pompe di estrazione e alimento	3,3-3,9
Pompe per l'acqua di raffreddamento	1,0
Perdite nel generatore elettrico	0,18-0,4
Sistema di desolfurazione	0,5-1,75
TOTALE	6,0-8,0%

Tabella 4.2. Valori tipici della potenza assorbita dai principali ausiliari¹⁶.

La disponibilità (ore funzionamento dell'impianto) evidenziata dagli impianti a vapore supercritici è ormai molto prossima a quella degli impianti subcritici, tranne casi di impianti molto particolari o con parametri operativi molto avanzati, per i quali si hanno minori informazioni a disposizione. La disponibilità media calcolata su un gran numero di impianti europei è di circa l'85% (corrispondenti a circa 7500 ore all'anno), anche se le realizzazioni più recenti mostrano valori vicini al 90% (circa 7900 ore all'anno).

In sintesi, i principali vantaggi delle tecnologie di combustione con ciclo a vapore supercritico e ultrasupercritico sono i seguenti (Nalbandian, 2008):

¹⁶ Fonte. Chew, 2003.

- aumento di efficienza del ciclo a vapore e riduzione dei costi relativi al combustibile (che rappresentano circa i due terzi dei costi operativi di un impianto a carbone);
- conseguente riduzione della produzione di composti inquinanti e di CO₂ grazie al ridotto fabbisogno specifico di combustibile; in particolare, le emissioni di CO₂ possono concettualmente essere ridotte del 20-25% rispetto a quelle di un impianto convenzionale con tecnologia subcritica.

Prestazioni ambientali

In analogia ai convenzionali impianti a vapore subcritici, anche in quelli supercritici il controllo delle emissioni inquinanti in atmosfera viene effettuato sia attraverso l'adozione di misure tese a ridurre la formazione di tali composti durante la combustione, sia mediante l'installazione di una apposita sezione per la rimozione degli inquinanti stessi dai gas combusti.

Le diverse tecnologie per il controllo delle emissioni inquinanti attualmente disponibili a livello commerciale sono caratterizzate da differenti prestazioni, costi e adattabilità a diverse condizioni operative, cosicché la scelta deve essere effettuata in relazione alla specificità dell'impianto in esame. Per una descrizione delle principali tecnologie di trattamento dei fumi di combustione si rimanda al capitolo 5.

Le tecnologie per il controllo delle emissioni inquinanti utilizzate negli impianti a vapore operano essenzialmente nei confronti dei tre principali inquinanti considerati dalle normative, ovvero particolato, ossidi di zolfo e ossidi di azoto. Non si ha invece la necessità di introdurre specifiche misure per il controllo delle emissioni di CO, in quanto gli accorgimenti normalmente posti in essere al fine di massimizzare il rendimento di combustione comportano anche una intrinseca limitazione della concentrazione di CO nei gas combusti.

I valori tipici delle emissioni degli impianti a vapore supercritici e ultrasupercritici di taglia commerciale alimentati con carboni di medie caratteristiche sono mostrati nella tabella 4.3 a confronto con i limiti di emissione imposti dalla normativa italiana (D.Lgs N° 152 del 3/11/2006, art. 273, Allegato II parte V).

<i>Inquinante</i>	<i>Tecnologia di controllo delle emissioni</i>	<i>Valori tipici delle emissioni [mg/Nm³]</i>	<i>Limiti normativi⁽¹⁾ [mg/Nm³]</i>
SO ₂	FGD a umido	20-150	200
NO _x	Misure primarie e sistemi SCR	100-150 ⁽²⁾	200
Polveri	ESP o FF	5-25	30

Note:

⁽¹⁾ I valori normativi riportati valgono per impianti caratterizzati da una potenza termica superiore a 300 MW e sono riferiti a fumi anidri contenenti il 6% di ossigeno e riportati a condizioni normali (101·325 Pa e 0 °C).

⁽²⁾ Tali valori sono riferiti a impianti utilizzando sistemi di riduzione selettiva catalitica; nel caso in cui si utilizzino solamente misure primarie per il controllo della produzione di NO_x, i valori tipici delle emissioni sono compresi tra 400 e 800 mg/Nm³.

Tabella 4.3. Valori tipici delle emissioni per impianti a vapore supercritici.

Considerazioni economiche

La valutazione dei costi d'investimento per un impianto supercritico o ultrasupercritico a polverino di carbone è piuttosto complessa e dipende da numerosi fattori, quali la taglia dell'impianto, la tipologia del combustibile e la conseguente configurazione del sistema di trattamento e depurazione dei fumi, la tipologia del sistema di raffreddamento del condensatore, la localizzazione dell'impianto e così via. Inoltre, negli ultimi anni, sono stati riscontrati significativi aumenti dovuti principalmente al costo dei materiali. Per impianti non dotati di tecnologie CCS, Nexant Inc. stimava nel 2006 costi specifici di investimento per impianti di diverse caratteristiche e localizzazioni variabili tra circa 1000 €/kW e quasi 1500 €/kW (Nexant, 2006). Pur essendo tali stime anche molto diverse tra loro, una indicazione media del costo di investimento per un impianto a vapore supercritico rappresentativo dell'attuale stato dell'arte è data da valori di circa 1200-1400 €/kW_e (Nalbandian, 2008).

Secondo un'altra valutazione (Kessels et al., 2007), il costo medio specifico per un impianto USPPC è stimato intono a 830 €/kW_e per un impianto con efficienza del 43%. Per sistemi avanzati tale costo sale a 870 €/kW_e (efficienza del 46%), con riferimento al 2010. Questi costi di investimento corrispondono a costi dell'energia elettrica di 2,94-2,95 c€/kWh. Per impianti USPPC futuri con efficienza netta del 50% si ipotizza una significativa riduzione dei costi (dovuta alla maggiore maturità industriale della tecnologia) con investimenti specifici dell'ordine degli 830 €/kW_e, con un corrispondente costo dell'energia elettrica di 2,83 c€/kWh.

Principali linee di sviluppo

L'obiettivo prefissato per il prossimo futuro è quello di sviluppare ulteriormente la tecnologia USPPC fino a raggiungere efficienze di conversione dell'ordine del 50%, utilizzando leghe a base di nichel per la realizzazione dei componenti soggetti alle temperature più elevate (che verrebbero incrementate fino a 700 °C).

Per raggiungere tale obiettivo l'Unione Europea ha finanziato, a partire dal 1998, un ambizioso progetto finalizzato allo sviluppo e alla commercializzazione, entro il 2015, di impianti ultrasupercritici a polverino di carbone caratterizzati da elevate prestazioni e ridotto impatto ambientale. Tale progetto, al quale prendono parte numerose aziende europee¹⁷, è stato denominato AD700 (Advanced 700 °C Pulverized Coal-Fired Power Plant) e si propone di incrementare la temperatura massima del ciclo a vapore fino a 700 °C, con un corrispondente aumento dell'efficienza globale dell'impianto (di taglia commerciale compresa tra 400 e 1000 MW_e) fino a valori del 47-55% e una riduzione delle emissioni di CO₂ del 15% rispetto agli impianti attualmente più avanzati e del 40% rispetto agli impianti convenzionali. Inoltre si punta ad avviare il primo impianto di taglia commerciale entro il 2015, per avere, entro il 2030, una potenza installata di circa 230 GW.

Parallelamente, il governo degli Stati Uniti d'America (per mezzo del U.S. Department of Energy) ha avviato il programma Vision21, con lo scopo di sviluppare tecnologie USPPC capaci di operare alla pressione di 31 MPa e alla temperatura di 760 °C.

In termini generali, nell'ambito degli impianti USPPC, il settore che condiziona maggiormente le prestazioni, e che pertanto necessita di un maggiore sviluppo, è quello dei materiali adoperati per la caldaia, e in particolare per i fasci tubieri vaporizzatori, soggetti alle temperature più elevate¹⁸.

Oltre allo sviluppo dei materiali della caldaia, gli sforzi sono orientati anche alla messa a punto di particolari rivestimenti per le pale della turbina a vapore (al fine di ridurre i fenomeni di erosione e corrosione), delle tecniche di saldatura ad alta efficienza e delle tenute per le parti in movimento della turbina a vapore (Kather et al., 2008).

¹⁷ L'Italia è rappresentata da Ansaldo Energia, Centro Sviluppo Materiali S.p.A. e CESI S.p.A. per quanto riguarda la prima fase, alle quali si sono aggiunte Ansaldo Ricerche, ENEA e Ansaldo Caldaie per la seconda.

¹⁸ Attualmente i materiali più utilizzati a tale scopo sono gli acciai P91 e P92, gli acciai austenitici (tra cui Super 304H e Esshete 1250) e le leghe al nichel (Inconel 718), derivate dalle applicazioni nel campo delle turbine a gas. La maggior parte delle ricerche è orientata verso lo sviluppo di materiali caratterizzati da un'elevata resistenza al creep (soprattutto nel lungo periodo), alla erosione e alla corrosione. I principali programmi di ricerca in questo settore sono condotti nell'Unione Europea (programmi COST e Thermie), in Olanda (KEMA), in Giappone (EPDC e CRIEPI) e negli Stati Uniti (EPRI 1403 – 50).

La figura 4.5 mostra lo sviluppo temporale delle tecnologie SPCC e USPCC, con una proiezione al 2020.

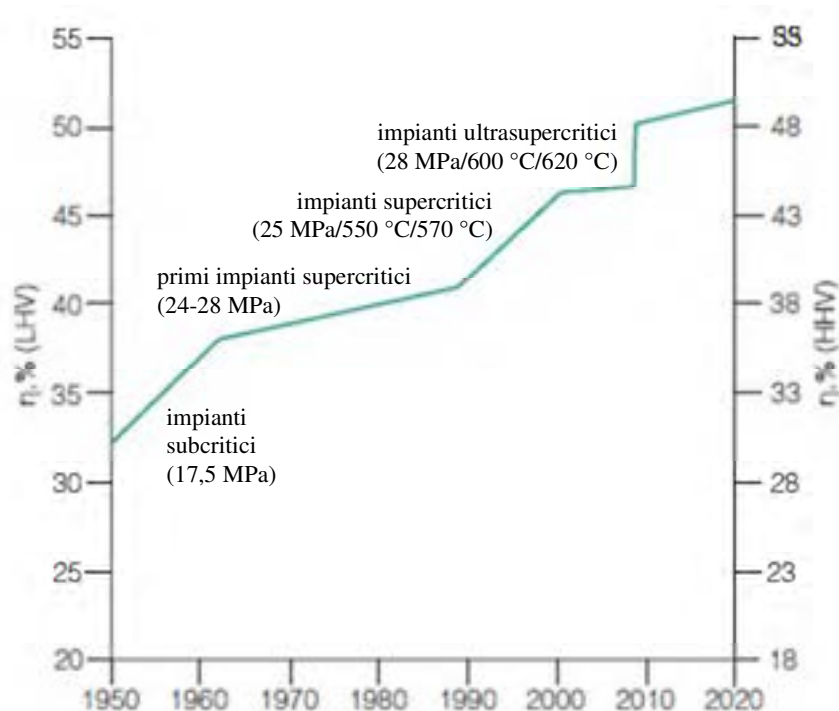


Figura 4.5. Evoluzione temporale dello sviluppo degli impianti SPCC e USPCC¹⁹.

4.2 PRINCIPALI APPLICAZIONI INDUSTRIALI DEGLI IMPIANTI USPCC

A livello mondiale le applicazioni industriali della tecnologia supercritica sono ormai numerose. La maggior parte di tali impianti utilizza specifici dispositivi per limitare la formazione degli NOx durante la combustione, precipitatori elettrostatici per la depolverizzazione dei fumi, sistemi SCR per la denitrificazione e processi di desolforazione a umido utilizzando calcare come sorbente.

Particolare interesse riveste, per via delle prestazioni, l'impianto ultrasupercritico Avedøre AVV2 (figura 4.6) della Dong Energy, entrato in esercizio nel 2002; tale impianto produce una potenza elettrica lorda pari a 416 MW (operando a una pressione massima di 30.5 MPa con temperature di surriscaldamento e risurriscaldamento pari rispettivamente a 582 e 600 °C) con un rendimento netto pari al 46% circa. La sua caratteristica fondamentale consiste nel fatto che può essere alimentato con diversi combustibili: l'unità principale può bruciare qualunque miscela di

¹⁹ Fonte: Nalbandian, 2008.

carbone, olio combustibile o gas, mentre un'unità secondaria è adibita alla combustione delle biomasse (Theis, 2002; Smith, 1999).



Figura 4.6. Impianto ultrasupercritico Avedøre AVV2²⁰.

Attualmente tra le unità ultrasupercritiche in esercizio di maggiore importanza in Europa vi è la unità 3 di Nordjyllandsvaerket della Vattenfall (figura 4.7), situata in Danimarca, il cui ciclo è caratterizzato da un doppio risurriscaldamento del vapore e da una efficienza netta del 47% (calcolata sul potere calorifico inferiore del combustibile).

²⁰ Fonte: Burmeister & Wain Energy website: www.bwe.dk, giugno 2011.



Figura 4.7. Impianto ultrasupercritico Nordjyllandsværket unit 3²¹.

Un ruolo fondamentale nello sviluppo e nell'esercizio degli impianti supercritici a carbone è rivestito dalla Corea. Il notevole aumento della domanda di energia elettrica ha portato recentemente alla realizzazione di numerosi impianti con taglia standardizzata di 500 MW. Tra questi sono già entrati nella fase operativa gli impianti Poryong 3-4, Poryong 5-6, Taean 1-5, Tangjin 1-4, Hadong 1-6, Samchonpo 5-6 e Taean 6 (quest'ultimo è stato avviato nel mese di giugno 2002), mentre sono state realizzate le unità Tangjin 5 e 6²², che sono entrate nella fase operativa tra la fine del 2005 e la metà del 2006. Tra il 1995 e il 1998 il KOPEC (Korea Power Engineering Company, Inc) ha varato un progetto per la realizzazione di diversi impianti a carbone della taglia standardizzata di 800 MW (24,6 MPa/566/566 °C), caratterizzati da un rendimento del 43,5%; il primo di tali impianti è realizzato, a partire dall'ottobre 1999, presso l'isola di Yonghungdo sulla costa occidentale (MPS, 2002; Logan e Un-Hak Nah, 2002), ed è stato completato nel giugno del 2004.

Analogamente, in Cina sono state costruite e sono tutt'ora in costruzione numerose centrali delle potenze standard di 600 e 1000 MW elettrici. Tali centrali operano tipicamente con le seguenti condizioni del ciclo a vapore: 25-26 MPa/600/600 °C.

²¹ Fonte: Dong Energy website: www.dongenergy.com, giugno 2011.

²² Le condizioni operative delle unità Tangjin 5 e 6 sono 24,2 MPa/566/593 °C.

4.3 IMPIANTI DI COMBUSTIONE IN LETTO FLUIDO CIRCOLANTE ATMOSFERICO (AFBC)

Nei processi AFBC (Atmospheric Fluidized Bed Combustion, sviluppati a partire dai primi anni '50) il carbone, insieme con una prefissata quantità di calcare, viene finemente macinato e immesso all'interno del letto fluido. Quest'ultimo è costituito da una miscela di polverino di carbone, ceneri e un materiale inerte (generalmente sabbia, che ha lo scopo di garantire la fluidità del letto) ed è mantenuto in condizioni di fluidificazione dai getti dell'aria comburente, opportunamente insufflata.

Le piccole dimensioni e il continuo moto turbolento delle particelle di carbone all'interno del letto favoriscono una rapida ed efficiente combustione caratterizzata da temperature relativamente basse, dell'ordine di 800-900 °C. Proprio le basse temperature limitano la formazione, in fase di combustione, degli NO_x termici. Inoltre, per tali valori della temperatura, il calcare opportunamente immesso nel letto consente una desolforazione "in situ" dando origine a reazioni di calcinazione e formando così CaO; quest'ultimo reagisce con gli ossidi di zolfo dando luogo alla formazione di solfato e solfito di calcio (CaSO₄ e CaSO₃), che vengono quindi rimossi insieme alle ceneri, in parte in corrispondenza del fondo del reattore e in parte mediante i sistemi di rimozione delle fly ash.

Analogamente ai generatori di vapore a polverino di carbone, anche nei letti fluidi l'energia termica sviluppata durante la combustione viene trasferita al vapore per mezzo di fasci tubieri interni al combustore stesso. Anche il ciclo termodinamico è simile a quello precedentemente illustrato per gli impianti a polverino di carbone.

I processi di combustione in letto fluido possono essere suddivisi in due categorie principali: processi a letto "bollente" (Atmospheric Bubbling Fluidized Bed Combustion, ABFBC o semplicemente BFBC), introdotti nei primi anni '50 e utilizzati in generale per piccole potenze, e processi a letto "circolante" (Atmospheric Circulating Fluidized Bed Combustion, ACFBC o più semplicemente CFBC, sviluppati verso la metà degli anni '70).

Nei sistemi BFBC il flusso d'aria, a velocità relativamente bassa, è regolato in maniera tale che il letto si mantenga compatto e che le reazioni e gli scambi di calore abbiano luogo all'interno dello stesso letto o in prossimità di esso. Nei sistemi CFBC, invece, l'aria è insufflata a elevata velocità (5-10 m/s), in maniera tale da spingere una certa quantità del materiale solido costituente il letto negli spazi liberi al di sopra dello stesso (freeboard). In tali processi, risalendo dal fondo verso la sommità del reattore, si riscontra dunque una progressiva riduzione della densità del letto; inoltre

una grande quantità di particelle solide viene trascinata dai gas e separata successivamente da cicloni funzionanti ad alta temperatura, per essere poi ricircolata²³.

L'elevata velocità delle particelle solide comporta, rispetto agli impianti a letto fluido bollente, una maggiore efficienza di conversione e una migliore rimozione dei composti solforati, ma origina anche notevoli problemi di erosione, che rendono necessario l'utilizzo di particolari accorgimenti che fanno aumentare, seppur leggermente, il costo dell'impianto. Anche in questo caso l'energia termica sviluppata dalla combustione viene trasferita al vapore mediante dei fasci tubieri interni al reattore e utilizzata in un ciclo a vapore di tipo convenzionale. Lo schema generale di funzionamento di un impianto AFBC è rappresentato nella figura 4.8.

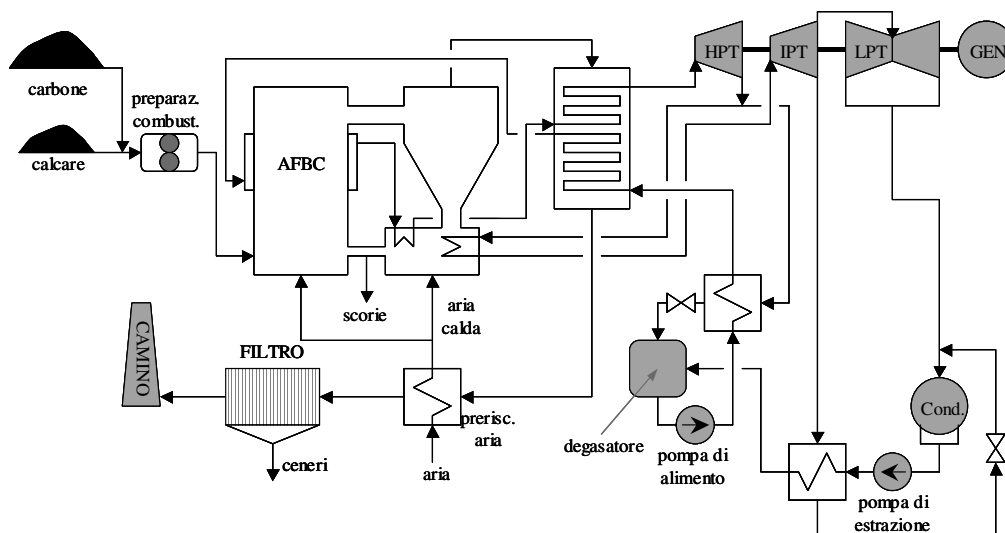


Figura 4.8. Schema generale di un impianto AFBC a letto circolante²⁴.

Gli impianti AFBC risultano adatti tanto alla realizzazione di nuovi impianti quanto al retrofit²⁵ di impianti esistenti. Inoltre tale tecnologia può portare a ottimi risultati (in termini di flessibilità della produzione) se combinata con altri processi. Ad esempio può essere conveniente integrare un impianto AFBC con un sistema di "lavaggio" del carbone: gli scarti del processi di lavaggio vengono inviati all'impianto AFBC, mentre il carbone lavato può essere utilizzato in un impianto convenzionale eventualmente già esistente.

²³ In alcuni casi può essere opportuno raffreddare il materiale solido ricircolato operando un recupero termico.

²⁴ Fonte: Pettinau et al., 2003.

²⁵ Il retrofit di un impianto consiste nel modificare alcune parti di esso (ad esempio la caldaia) per migliorarne le prestazioni (prevalentemente in termini di consumi di combustibile e di emissioni inquinanti).

Mentre gli impianti a letto bollente sono utilizzati principalmente per piccole taglie, quelli a letto circolante sono maggiormente diffusi con applicazioni nelle taglie commerciali tipicamente comprese tra 125 e 330 MW_e (Fan et al., 2008).

Caratteristiche operative

Le prestazioni energetiche e ambientali e i costi di un impianto AFBC dipendono fortemente dai parametri operativi, dalla configurazione dell'impianto e dalle caratteristiche del combustibile utilizzato. Tali impianti si differenziano rispetto agli impianti a vapore convenzionali alimentati a polverino di carbone essenzialmente per la tipologia del generatore di vapore.

Le considerazioni precedentemente riportate a proposito delle prestazioni del ciclo termodinamico mantengono la loro validità anche per gli impianti AFBC. Tuttavia, gli impianti a letto fluido realizzati fino a oggi operano quasi esclusivamente con cicli a vapore subcritici e consentono pertanto di ottenere rendimenti globali sensibilmente meno elevati rispetto agli impianti a vapore supercritici e ultrasupercritici. Inoltre, anche a parità di caratteristiche del ciclo termodinamico, il rendimento degli impianti a letto fluido risulta di poco inferiore a quello degli impianti a polverino di carbone, essenzialmente a causa del minore rendimento di combustione (le minori temperature di combustione comportano una maggiore frazione di incombusti solidi).

Complessivamente, tenuto conto che fino a oggi la quasi totalità degli impianti a letto fluido opera con cicli subcritici, i rendimenti netti difficilmente possono superare il 40-42% (calcolato sulla base del potere calorifico inferiore del combustibile), contro valori tipici del 42-46% degli impianti supercritici e ultrasupercritici a polverino di carbone. Ovviamente, l'utilizzo di cicli a vapore supercritici negli impianti AFBC consente di conseguire rendimenti paragonabili a quelli degli impianti USPPC. Già oggi Foster Wheeler commercializza la tecnologia AFBC con cicli a vapore supercritici, che garantiscono rendimenti netti del 45% (Dominichini et al., 2005).

Una delle principali peculiarità degli impianti AFBC consiste nella possibilità di utilizzare, come combustibile, numerose tipologie di carbone, anche di bassa qualità (lignite a basso potere calorifico, scarti del lavaggio del carbone, coke da petrolio e miscele di carbone con altre sostanze di scarto), assicurando in tal senso una maggiore flessibilità rispetto agli impianti USPPC. D'altra parte, data la notevole quantità di calcare necessaria per la rimozione in situ dei composti dello zolfo, tali impianti producono una altrettanto notevole quantità di residui solidi, costituiti da una miscela di solfato e solfito di calcio, ceneri di carbone e calcare non reagito. Tali residui, classificati

come rifiuti non pericolosi, devono essere smaltiti in discarica oppure, laddove possibile, possono essere recuperati come materiale di riempimento per i substrati stradali.

Prestazioni ambientali

Come precedentemente accennato, gli impianti AFBC (sia a letto bollente che circolante) sono caratterizzati da una produzione intrinsecamente contenuta di inquinanti gassosi, soprattutto ossidi di zolfo e di azoto.

Per quanto riguarda le polveri, queste vengono in parte estratte dal fondo del letto (come bottom ash, che costituiscono generalmente il 70-80 % del totale) e in parte rimosse dai fumi (come fly ash), generalmente mediante precipitatori elettrostatici o filtri a manica, spesso preceduti da cicloni per una prima grossolana depolverazione. Le bottom ash, in particolare, vengono estratte a una temperatura tipicamente compresa tra 600 e 800 °C; esse vengono successivamente raffreddate, con recupero termico, fino a circa 200 °C. I sistemi operanti tale recupero, d'altro canto, costituiscono generalmente una delle parti più critiche dell'impianto, principalmente a causa dei fenomeni di erosione e di sporcamento delle superfici di scambio. Sia le bottom ash che le fly ash vengono poi convogliate, mediante sistemi pneumatici, in appositi silos (Scott e Carpenter, 1996), dai quali vengono poi prelevate e inviate in discarica, oppure utilizzate come materiali di riciclo prevalentemente nel settore delle costruzioni stradali o edili.

La desolforazione dei gas combustibili, come detto, viene operata sia in situ, immettendo nel letto fluido un apposito sorbente, sia in sistemi di trattamento dei fumi esterni alla caldaia. Il problema principale dei sistemi di desolforazione interna adottati negli impianti a letto fluido è proprio l'elevato consumo di sorbente, dato che esso reagisce solo in piccola parte²⁶.

In ogni caso, la desolforazione in situ utilizzata su impianti alimentati con carboni a medio-basso tenore di zolfo consente comunque di ottenere efficienze di rimozione degli SO_x anche superiori al 95%. Ovviamente, nel caso di impiego di carboni a elevato tenore di zolfo, come il carbone Sulcis, la sola desolforazione in situ non è in grado di consentire il rispetto dei limiti normativi sulle emissioni di SO_x, e si rende pertanto necessario integrare l'impianto con un processo FGD convenzionale (descritto nel dettaglio nel capitolo 5). In particolare, in alcune recenti realizzazioni, viene utilizzato un processo FGD a semi-secco che utilizza come sorbente le stesse

²⁶ A titolo di esempio, al fine di ottenere un'efficienza di rimozione dell'SO₂ del 80-95%, è necessario un rapporto Ca/S pari a 2-4, con un conseguente coefficiente di utilizzazione del calcare compreso tra il 25 e il 50% (Takeshita, 1994).

ceneri prodotte dal combustore a letto fluido, le quali contengono, come detto, notevoli quantità di calcare non reagito.

Nei processi di combustione in letto fluido le basse temperature operative ostacolano, come accennato in precedenza, la formazione di NO e NO₂, anche se favoriscono la formazione di N₂O (un gas a effetto serra), di CO e di idrocarburi incombusti.

Le concentrazioni di NO_x a valle di un combustore a letto fluido non sono quindi molto elevate (raramente si superano i 200-400 mg/Nm³), anche se dipendono fortemente dalle caratteristiche del combustibile impiegato. Per tale motivo, solo in alcune particolari situazioni (per esempio nel caso di limiti di emissione molto restrittivi) risulta necessario installare a valle del sistema AFBC anche un processo di denitrificazione per operare una rimozione spinta degli ossidi di azoto. A titolo di esempio, l'impianto Enel AFBC Sulcis 2 di Portovesme (nella Sardegna Sud-Occidentale) e l'impianto realizzato presso Lagisza (Polonia), descritti più in dettaglio nel seguito, presentano una concentrazione di NO_x nei fumi grezzi pari a 200 mg/Nm³ (Wu, 2006).

Relativamente all'N₂O, le concentrazioni di tale composto nei fumi prodotti in un boiler AFBC sono in genere di un ordine di grandezza superiori rispetto a quelle dei sistemi USPCC (circa 30-120 mg/Nm³, contro 2-10 mg/Nm³ degli impianti USPCC). Infine, le concentrazioni di monossido di carbonio prodotte dai sistemi AFBC sono dell'ordine di 100 mg/Nm³, circa il doppio di quelle dei sistemi USPCC.

La seguente tabella 4.4 riporta un confronto tra le emissioni inquinanti tipiche degli impianti AFBC a letto circolante e quelle degli impianti USPCC a polverino di carbone.

	<i>AFBC</i>	<i>USPCC</i>
<i>Emissioni [mg/Nm³]</i>		
NO _x	150	150
SO _x	150	100
CO	< 150	< 150
Particolato	30	< 30
<i>Emissioni specifiche [kg/MWh]</i>		
NO _x	0.416	0.387
SO _x	0.278	0.258
CO	0.416	0.387
Particolato	0.083	0.078
CO ₂	756	727

Tabella 4.4. Confronto tra le prestazioni ambientali tipiche di impianti AFBC e USPCC²⁷.

In sintesi, sulla base delle considerazioni fin qui riportate, i vantaggi e gli svantaggi principali della tecnologia AFBC possono essere sintetizzati nei seguenti punti (Wu, 2006):

- il letto opera tipicamente a temperature massime di 800-900 °C (solo in alcuni casi esse possono raggiungere i 950-1000 °C), sopra le quali le ceneri fondono dando vita a uno slag;
- la velocità di scambio termico con le pareti del boiler è maggiore rispetto a quella delle caldaie convenzionali grazie al moto delle particelle nella zona dove è posizionato il letto e nel freeboard;
- la flessibilità in termini di varietà di combustibili da utilizzare (a elevato contenuto di ceneri e umidità, di bassa qualità, di basso rango, eccetera) è estremamente elevata;
- le emissioni di NO_x sono molto limitate in relazione alle basse temperature di combustione e alla immissione localizzata dell'aria comburente;
- circa il 90% degli SO_x prodotti dalla combustione può essere separata in situ tramite l'impiego di un opportuno sorbente (carbonato di calcio, dolomite, ecc.);
- la tecnologia ha una maturità commerciale inferiore rispetto ai sistemi di combustione convenzionali;
- l'impiego delle tecnologie di desolfurazione in situ e la struttura stessa del boiler comportano la produzione di grosse quantità di residui solidi da smaltire;

²⁷ Fonte: Dominichini et al., 2005.

- il sistema comporta una maggiore quantità di materiale incombusto che viene scaricato con le ceneri;
- le basse temperature di esercizio comportano la formazione di N_2O .

Considerazioni economiche

A parità di potenza installata e di condizioni operative del ciclo a vapore, un impianto AFBC a letto circolante che operi una rimozione in situ degli ossidi di zolfo del 70-90%, costa dal 5 al 15% in meno rispetto a un impianto a vapore subcritico a polverino di carbone.

Per un impianto AFBC di potenza compresa tra 150 e 300 MW si può stimare un costo d'installazione dell'ordine dei 1000-1300 €/kW (Dominichini, 2009; Dominichini et al., 2005). Ovviamente il costo può variare, in misura anche significativa, nel caso di impianti nei quali, in relazione alle caratteristiche del combustibile e ai limiti di emissione stabiliti dalla normativa, risulti comunque necessario introdurre sistemi di trattamento dei fumi per la rimozione di SO_x ed NO_x .

La tecnologia AFBC risulta essere particolarmente conveniente quando è richiesta una notevole flessibilità del combustibile, quando sono disponibili combustibili di bassa qualità e quando sono richiesti bassi livelli di emissione di ossidi di azoto e zolfo.

Principali linee di sviluppo

Come precedentemente accennato, la tecnologia AFBC (e in particolare gli impianti a letto fluido circolante) risulta essere ormai matura. Attualmente, fra le clean coal technologies, risulta essere una delle più diffuse a livello mondiale. Nonostante ciò appare ancora necessario un ulteriore sviluppo di tale tecnologia, principalmente nei tre settori di seguito elencati (Scott, 2001):

- aumento della taglia d'impianto;
- aumento del rendimento globale;
- sviluppo di nuove configurazioni impiantistiche avanzate.

La taglia dell'impianto e l'efficienza termica sono legate tra loro, in quanto aumentando la taglia del generatore di vapore risulta più conveniente il ricorso a cicli a vapore avanzati e quindi più efficienti. Oltre a puntare sullo sviluppo di caldaie di taglia più elevata, sta diventando sempre più interessante la possibilità di operare in condizioni supercritiche (fino a ora poco utilizzate negli impianti a letto fluido), sulla base dell'esperienza maturata nel campo degli impianti USPPC.

Per quanto riguarda le configurazioni impiantistiche, una delle soluzioni più interessanti sembra essere quella proposta dalla Foster Wheeler, che sta sviluppando sistemi dotati di cicloni

interni al boiler, che consentirebbero di ridurre drasticamente le perdite energetiche durante la fase di ricircolo dei solidi al letto. La prima sperimentazione di tali sistemi risale al 1993, con la realizzazione di un impianto pilota da 18 MW termici, anche se i risultati ottenuti non ne hanno ancora consentito l'applicazione su scala commerciale.

Attualmente Foster Wheeler, in partnership con altre compagnie europee, sta partecipando a un programma per la realizzazione di una centrale AFBC da 800 MW_e operante con condizioni ultrasupercritiche del vapore (30 MPa/600 °C). Allo stesso modo in Cina si è avviato un programma per la installazione di una unità di 800 MW_e, sempre con ciclo ultrasupercritico.

4.4 PRINCIPALI APPLICAZIONI INDUSTRIALI DEGLI IMPIANTI AFBC

Come accennato, la tecnologia AFBC con boiler a letto circolante si è sviluppata nella metà degli anni '70. Nel 1979 venne costruito, in Finlandia, il primo impianto commerciale CFBC. Nei successivi decenni, a seguito del successo ottenuto da questa prima installazione, il numero di impianti è aumentato rapidamente (DoE, 2003; Rousaki e Couch, 2000).

Attualmente, a livello mondiale, operano circa 1200 impianti CFBC, con una potenza totale installata di 65 GW termici; in particolare, in Asia (e soprattutto in Cina, dove alla fine del 2003 sono stati messi in esercizio più di 700 impianti con capacità comprese fra 35 e 465 t/h di carbone bruciato) si trova circa il 52 % della potenza totale installata, per complessivi 34 GW termici. In Nord America (per lo più negli Stati Uniti) sono installati impianti CFBC per circa 17 GW termici (il 26% della potenza installata mondiale), mentre in Europa le installazioni ammontano complessivamente a circa 14 GW termici, il 22% della potenza installata mondiale (Wu, 2006).

I principali produttori, a livello mondiale, di caldaie e impianti AFBC sono Foster Wheeler, Alstom Power, Kvaerner e Lurgi-Lentjes-Babcock. Al 2006 la sola Foster Wheeler ha messo in esercizio circa 350 impianti nel mondo (di cui 240 alimentati a carbone) per una capacità termica totale di 47 GW_{th} (Utt et al., 2009; Wu, 2006).

Ad oggi lo stato dell'arte della tecnologia AFBC è rappresentato, come accennato più volte, dall'impianto polacco di Łagisza (figura 4.9), progettato da Foster Wheeler e operativo dal 2009. L'impianto si basa su un ciclo a vapore supercritico (caratterizzato da una pressione massima di 28 MPa e da una temperatura del vapore pari a 600 °C al surriscaldatore e a 620 °C al risurriscaldatore). L'impianto presenta una efficienza globale del 45% (riferita al potere calorifico

inferiore), con una disponibilità annua maggiore del 90 %, corrispondente a circa 8000 ore all'anno (Utt et al., 2009; Robertson et al., 2009; Kather, 2008; Hotta e Kettunen, 2008).



Figura 4.9. Impianto AFBC a ciclo supercritico di Łagisza²⁸.

Inoltre è interessante citare, a titolo di esempio, il gruppo SU2 della centrale Enel “Grazia Deledda” di Portovesme, nel Sulcis (figura 4.10). L’impianto, a letto fluido circolante, è stato avviato nel 2006 ed è caratterizzato dalla taglia di 350 MW elettrici netti; esso è alimentato con una miscela di carbone Sulcis e carbone di importazione (Miccio, 2009), con l’aggiunta, a seconda delle particolari esigenze, di biomasse.

²⁸ Fonte: Kettunen et al., 2009.



Figura 4.10. Centrale Enel “Grazia Deledda” presso Portovesme, nel Sulcis²⁹.

4.5 IMPIANTI DI COMBUSTIONE IN LETTO FLUIDO PRESSURIZZATO (PFBC)

Negli impianti PFBC (Pressurized Fluidized Bed Combustion), il cui schema di riferimento è presentato nella figura 4.11, il ciclo a vapore è in pratica integrato con un impianto di turbina a gas, originando un particolare tipo di impianto combinato gas/vapore. Il carbone viene infatti bruciato utilizzando come comburente l’aria compressa (a circa 1,0-1,5 MPa) da un impianto di turbina a gas (Henderson, 2003). I gas combusti, disponibili a circa la stessa pressione dell’aria comburente (a meno delle perdite di carico relative al processo di combustione) e a una temperatura di circa 850-950 °C³⁰, vengono inizialmente trattati mediante un ciclone funzionante ad alta temperatura (o, in alternativa, mediante sistemi di filtrazione ad alta temperatura che però, allo stato attuale, non sono ancora sufficientemente sviluppati per tale scopo) e successivamente fatti espandere in una turbina a gas, la quale, oltre ad azionare il compressore dell’aria comburente, aziona anche un generatore elettrico.

²⁹ Fonte: Industcards website www.industcards.com, giugno 2011.

³⁰ Tali valori sono vincolati alla temperatura di fusione delle ceneri e alla massima temperatura di immissione dei gas in turbina (TIT, Turbine Inlet Temperature).

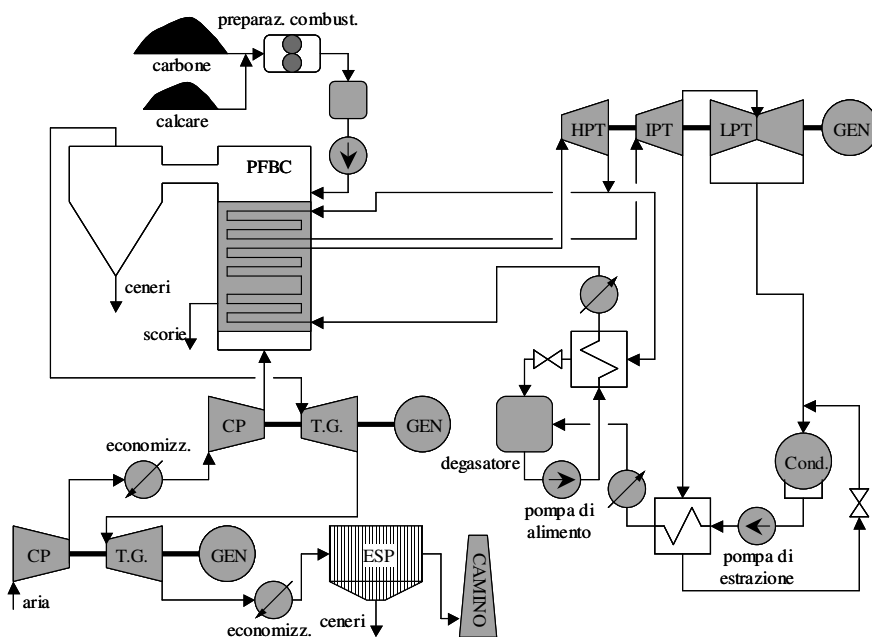


Figura 4.11. Schema generale di un impianto PFBC³¹.

In molte applicazioni l'impianto turbogas adotta configurazioni impiantistiche caratterizzate da trasformazioni di compressione ed espansione suddivise in due stadi (come nel caso illustrato dalla figura 4.11). L'energia termica dei gas combusti ancora disponibile a valle della turbina viene infine recuperata attraverso gli economizzatori del ciclo a vapore sottoposto.

I processi di combustione in letto fluido pressurizzato possono essere classificati, come nel caso dei letti fluidi atmosferici, in due categorie: processi a letto fluido bollente (PBFBC, Pressurized Bubbling Fluidized Bed Combustion) e circolante (PCFBC, Pressurized Circulating Fluidized Bed Combustion), anche se gli ultimi necessitano ancora di una notevole attività di sviluppo tecnologico.

In accordo a quanto già osservato a proposito dei processi di combustione in letto fluido atmosferico AFBC, in virtù delle temperature di combustione inferiori a quelle che si riscontrano nei tradizionali impianti a polverino di carbone, la formazione degli NO_x risulta piuttosto limitata. Per quanto riguarda gli ossidi di zolfo, anche nei sistemi PFBC si opera generalmente la desolforazione in situ, immettendo un'opportuna quantità di calcare insieme al combustibile. Se necessario, comunque, è possibile installare, a valle del sistema di combustione e della turbina,

³¹ Fonte: Pettinau et al., 2003.

appositi dispositivi che operino un ulteriore abbattimento degli inquinanti (in particolare degli SO_x).

Caratteristiche operative

La tecnologia PFBC non può ancora ritenersi completamente matura dal punto di vista commerciale. Sono attualmente operanti pochi impianti, per lo più di carattere dimostrativo e di taglia dell'ordine degli 80-100 MW_e (pur se esistono alcune applicazioni di taglia maggiore, fino a 360 MW_e), basati principalmente su un ciclo a vapore subcritico e che raggiungono rendimenti (valutati sulla base del potere calorifico inferiore del combustibile adoperato) dell'ordine del 44%. Nelle attuali configurazioni impiantistiche, la turbina a gas produce tipicamente circa il 20% della potenza utile, mentre il ciclo a vapore è responsabile del rimanente 80%. Il rendimento globale dell'impianto dipende pertanto dai rendimenti dei due cicli a gas e a vapore, ma ovviamente tende a essere superiore a quello di un semplice impianto a vapore. In particolare, il rendimento di un impianto PFBC operante con un ciclo a vapore subcritico è confrontabile con quello di un impianto a polverino di carbone supercritico, e comunque di solito superiore al 42% (Scott, 2001).

Il funzionamento a pressioni superiori a quella atmosferica consente una notevole riduzione delle dimensioni dell'impianto PFBC rispetto a quelle di analoghi impianti USPPC o AFBC di pari potenza. In tal senso, i sistemi PFBC sono estremamente adatti al repowering di impianti esistenti, laddove gli spazi a disposizione sono spesso molto limitati.

Le elevate pressioni operative consentono anche di ottenere maggiori efficienze di rimozione dei composti solforati rispetto ai sistemi AFBC, anche operando con minori rapporti Ca/S. Infatti, l'elevata pressione inibisce le reazioni di pirolisi del carbonato di calcio, per cui la desolforazione avviene senza la formazione intermedia di CaO, con un migliore utilizzo del sorbente e, peraltro, con una minore produzione di NO_x, che invece viene favorita dall'aumento del rapporto Ca/S.

Un'importante caratteristica degli impianti PFBC consiste nel fatto che sono estremamente flessibili per quanto riguarda la scelta del combustibile, consentendo anche l'utilizzo di carboni con elevati tenori di ceneri e di zolfo.

Prestazioni ambientali

Per quanto riguarda i sistemi di rimozione delle sostanze inquinanti dai fumi, gli impianti PFBC non presentano differenze di rilievo rispetto ai letti fluidi atmosferici. Gli ossidi di zolfo sono rimossi, come anticipato, mediante l'introduzione in caldaia di sorbenti a base di calcio, le polveri

vengono trattenute generalmente da un ciclone ad alta efficienza (e/o da filtri operanti ad alta temperatura), mentre la formazione di ossidi di azoto è fortemente limitata dalle basse temperature di combustione.

Come precedentemente accennato, l'elevata pressione in caldaia favorisce l'assorbimento dei composti solforati, riducendo la quantità di sorbente da immettere. Con rapporti Ca/S prossimi a 2 si possono ottenere efficienze di rimozione dei composti dello zolfo dell'ordine del 90%; aumentando ulteriormente la quantità di sorbente (rapporti Ca/S circa pari a 3-4) si possono raggiungere efficienze di rimozione anche del 95-98%. I valori tipici delle concentrazioni di SO_x nei gas combusti prodotti dai processi PFBC sono pari a circa 100-200 mg/Nm³; per tale ragione, spesso non sono necessari, a valle della caldaia, ulteriori trattamenti di desolforazione dei fumi.

Un aspetto critico della tecnologia PFBC riguarda l'efficienza del sistema di rimozione delle polveri a monte della turbina. I cicloni ad alta efficienza ai quali si è accennato non sono comunque in grado di effettuare una separazione completa delle polveri, che sono spesso causa di fenomeni di eccessiva erosione delle palettature della turbina a gas. D'altra parte, i sistemi di rimozione del particolato più efficienti (ESP e filtri a manica) non sono in grado di operare a temperature dell'ordine di 800-900 °C e pertanto risultano inadatti per tale applicazione. Per questo motivo, sono in fase di sviluppo sistemi di filtrazione ad alta efficienza e in grado di operare ad alta temperatura, come i filtri ceramici. In alcune applicazioni di impianti PFBC viene effettuata anche una depolverizzazione finale dei gas combusti (generalmente mediante dei precipitatori elettrostatici), al fine di ridurre ulteriormente le emissioni di particolato (una tale soluzione è utilizzata, ad esempio, nell'impianto Escatrón, in Spagna, e negli impianti giapponesi Karita e Osaki).

Nella tabella seguente sono presentati i valori di emissione dell'impianto giapponese Karita PFBC della Kyushu Power Company, da 360 MW_e, e di altri impianti di taglia inferiore (Watson, 2005; Anthony, 2003; DoE, 2003; Makino, 2002; Komatsu et al., 2001).

<i>Impianto</i>	<i>Potenza [MW_e]</i>	<i>SOx [ppm]</i>	<i>NOx [ppm]</i>	<i>Particolato [mg/Nm³]</i>
Karita (Giappone)	360	76	60	30
Tidd (Stati Uniti)	73	-	86-102	-
Värtan (Svezia)	135	19	165-191	-
Escatrón (Spagna)	79,5	500	120-170	-
Osaki (Giappone)	250	7,1	14,4	3,5

Tabella 4.5. Emissioni inquinanti di alcuni impianti PFBC.

Considerazioni economiche

Dal momento che le principali applicazioni dimostrative della tecnologia PFBC risalgono agli anni '90 e che successivamente non sono stati realizzati nuovi impianti di carattere industriale, non sono a oggi disponibili dati dettagliati e aggiornati sui costi di investimento e operativi di tale tecnologia.

Complessivamente, in relazione alla taglia dell'impianto, al suo livello tecnologico, alla localizzazione e alla configurazione del sistema di trattamento dei gas combusti a valle della turbina, i costi di installazione di impianti commerciali di taglia compresa fra 100 e 200 MW_e possono essere stimati pari a circa 850-1050 €/kW (DoE, 2001).

La tabella 4.6 riporta una sintesi dei costi di investimento (effettivi e specifici) sostenuti per alcuni degli impianti dimostrativi precedentemente citati (Watson, 2005).

Impianto	Start-up	Potenza netta [MW]	Investimento [M€] ⁽¹⁾	Costo specifico [€/kW] ⁽¹⁾
Värtan (Svezia)	1989	135	235	1730
Tidd (USA)	1991	70	130	1870
Cottbus (Germania) ⁽²⁾	1998	74	160	1990
Karita (Giappone)	1999	360	360	1040

Nota:

⁽¹⁾ I costi sono quelli effettivamente sostenuti nella fase di realizzazione, convertiti in euro con il cambio attuale (aprile 2011): 1 \$ = 0,691 €.

⁽²⁾ Il costo comprende anche un accordo di lunga durata per i servizi relativi alla fase operativa.

Tabella 4.6. Costi di investimento sostenuti per alcune delle applicazioni dimostrative PFBC.

Principali linee di sviluppo

L'attuale stato dell'arte per la tecnologia PFBC è rappresentato dall'impianto giapponese Karita Thermal Power Station che, oltre a essere l'impianto di taglia maggiore a livello mondiale, è anche l'unico operante in condizioni supercritiche (24,1 MPa/570/595 °C) e, conseguentemente, è quello che presenta l'efficienza maggiore. Tra gli impianti commerciali è l'unico che opera la combustione alla pressione di 1,5 MPa (con conseguenti vantaggi sull'efficienza sia del ciclo turbogas che della rimozione in situ degli ossidi di zolfo).

Per quanto riguarda lo sviluppo delle caldaie PFBC, l'azienda leader è, come detto, la ABB Carbon che sta effettuando numerosi studi e sperimentazioni orientati a un miglioramento della tecnologia in esame, in maniera tale da renderla vantaggiosa rispetto ai più collaudati impianti SPCC o AFBC. Tutti i principali attori del mercato della tecnologia PFBC (oltre alla ABB, sono fortemente impegnate aziende quali Lurgi e Foster Wheeler) mirano allo sviluppo di unità di generazione termoelettrica PFBC di taglia compresa tra 500 e 600 MW_e, con condizioni del vapore supercritiche (Wu, 2006).

Le principali ricerche nel settore degli impianti PFBC sono orientate principalmente a uno sviluppo degli impianti sia nel breve termine che nel medio-lungo termine.

Per quanto riguarda lo sviluppo a breve termine, la ricerca punta principalmente a risolvere le principali problematiche che interessano gli impianti attualmente operanti. Uno dei principali problemi da risolvere per incrementare l'efficienza degli impianti PFBC riguarda la temperatura di immissione dei gas in turbina (TIT, Turbine Inlet Temperature); essa è vincolata superiormente dalla temperatura del letto fluido, rigidamente controllata in maniera tale da limitare la formazione di agglomerati e minimizzare le concentrazioni di SO_x ed NO_x nei fumi grezzi (Scott, 2001). Una possibile soluzione a tale problema consiste nell'operare una postcombustione con gas naturale, in maniera tale da incrementare la TIT fino ai valori massimi consentiti dalle caratteristiche tecnologiche della turbina a gas (1200-1400 °C). In alternativa si stanno sviluppando (anche se, per ora, solo a livello teorico) i cosiddetti impianti PFBC di seconda generazione (second generation PFBC, descritti più nel dettaglio nel paragrafo 4.10), che sono costituiti dalla integrazione tra un sistema di gassificazione parziale del carbone (carbonizzazione del combustibile ovvero produzione di char da carbone) e da un letto fluido pressurizzato per la combustione del char, ovvero dei residui carboniosi prodotti dal primo processo.

I numerosi studi per lo sviluppo della tecnologia PFBC nel medio e lungo termine riguardano principalmente i seguenti aspetti (Watson, 2005; Minchener, 2003):

- miglioramento delle configurazioni impiantistiche e delle apparecchiature ai fini dell'incremento del rendimento globale dell'impianto, anche con l'utilizzo di cicli a vapore supercritici e ultrasupercritici;
- ulteriore miglioramento delle prestazioni ambientali, per esempio attraverso lo studio delle cinetiche di combustione per migliorare l'efficienza dei processi di desolforazione e ridurre la formazione degli NO_x, oppure lo sviluppo di sistemi per il ricircolo delle fly ash mediante i cosiddetti "zero-stage cyclones";
- incremento della flessibilità operativa dell'impianto in merito alla possibilità di utilizzare diversi combustibili e al miglioramento delle prestazioni a carico parziale;
- sviluppo di tecnologie di hot gas cleanup per la pulizia dei fumi ad alta temperatura;
- innalzamento della capacità produttiva (oggi mediamente inferiore ai 200 MW_e).

Il principale settore di sviluppo rimane comunque quello dei sistemi per la rimozione delle polveri. Importanti ricerche e sperimentazioni in tale settore sono state effettuate presso il già citato impianto Tidd di Columbus (Ohio, USA) e presso un impianto pilota da 10 MW_{th} della Foster Wheeler Energia, situato presso Karhula, in Finlandia.

4.6 PRINCIPALI APPLICAZIONI INDUSTRIALI DEGLI IMPIANTI PFBC

La tecnologia PFBC fu utilizzata per la prima volta alla fine degli anni '60 nel Regno Unito. Oggi ABB Carbon (società del gruppo Alstom Power) è il leader mondiale nel campo della tecnologia PFBC e ha come licenziatari Babcock Wilcox negli Stati Uniti, MHI (Mitsubishi Heavy Industries) e Hitachi in Giappone, Foster Wheeler in Finlandia, Lurgi in Germania.

Al 2006, esistevano al mondo 8 impianti PFBC dimostrativi (tutti con combustione in letto fluido bollente) per una capacità complessiva di 1125 MW_e. La tabella 4.7 riporta le principali caratteristiche di tali impianti (Wu, 2006; Wright et al., 2003; Henderson, 2003; Yamamoto et al., 2003; Stubington e Budijanto, 2003; DoE, 2001; Komatsu et al., 2001).

	<i>Värtan</i>	<i>Tidd</i>	<i>Escatrón</i>	<i>Wakama- tsu</i>	<i>Cottbus</i>	<i>Tomatou- atsuma</i>	<i>Osaki</i>	<i>Karita</i>
Nazione	Svezia	USA	Spagna	Giappone	Germania	Giappone	Giappone	Giappone
Start-up	1989	1991 ⁽¹⁾	1991	1994	1998	1998	1999	1999
Potenza [MWe]	135	70	79,5	71	74	85	250	360
Rendim. netto ⁽²⁾	n.d.	35% ⁽³⁾	35% ⁽³⁾	35% ⁽³⁾	n.d.	41%	42%	42%
Trattamento fumi	ciclone (2 stadi)	ciclone (2 stadi)	ciclone (2 stadi)	ciclone + filtri cer.	ciclone (2 stadi)	ciclone + filtri cer.	ciclone (2 stadi)	ciclone (2 stadi)
Temp. letto [°C]	860	860	860	860	840	870	865	870
Temp. vap. [°C]	530	496	513	593/593	537/537	566/538	571/596	570/595
Press. vap. [MPa]	13,7	9,0	9,4	10,3	14,2	16,6	16,7	24,1
Press. aria [MPa]	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,5
Alimentazione	slurry	slurry	secco	slurry	secco	secco	slurry	slurry
Note: ⁽¹⁾ L'impianto è stato dismesso e smantellato a partire dal 1996. ⁽²⁾ Determinato sulla base del potere calorifico superiore del combustibile. ⁽³⁾ I rendimenti sono molto bassi perché gli impianti impiegano turbine a vapore preesistenti.								

Tabella 4.7. Principali prestazioni degli impianti dimostrativi PFBC.

Come è evidente dalla tabella, tutti gli impianti PFBC finora realizzati operano con condizioni del vapore subcritiche, fatta eccezione per l'impianto giapponese di Karita, operante in condizioni supercritiche.

Poiché gli impianti PFBC impiegano una turbina a gas, la taglia dell'impianto è fortemente vincolata alla disponibilità commerciale di tali turbine. A titolo di esempio, la ABB offre soluzioni tecnologiche caratterizzata da impianti modulari, indicati come P200 e P800. Il modulo P200 utilizza una turbina a gas GT35P caratterizzata da una potenza netta di 75-85 MW_e (a seconda del tipo di combustibile e delle condizioni del vapore); il modulo P800 utilizza invece una turbina GT140P con capacità 360-400 MW_e.

Come accennato, tra gli impianti sopra elencati merita un'attenzione particolare la prima unità del Karita Thermal Power Station (figura 4.12) della Kyushu Electric Power Company, Inc. Tale impianto rappresenta infatti l'applicazione commerciale della tecnologia PFBC di maggiori dimensioni, nonché l'unica basata, come precedentemente indicato, su un ciclo supercritico del vapore.



Figura 4.12. Impianto PFBC Karita Therma Power Station³².

L'impianto è stato avviato per la prima volta nel 1999 ed è entrato in pieno esercizio nel luglio del 2001, con una efficienza netta del 41,8% determinata sulla base del potere calorifico superiore del combustibile, corrispondente al 44% sulla base del potere calorifico inferiore (Henderson, 2004). La figura 4.13 mostra uno schema generale di flusso dell'impianto in questione.

³² Fonte: PFBC Environmental Energy Technology website: www.pfbceet.com, 2011.

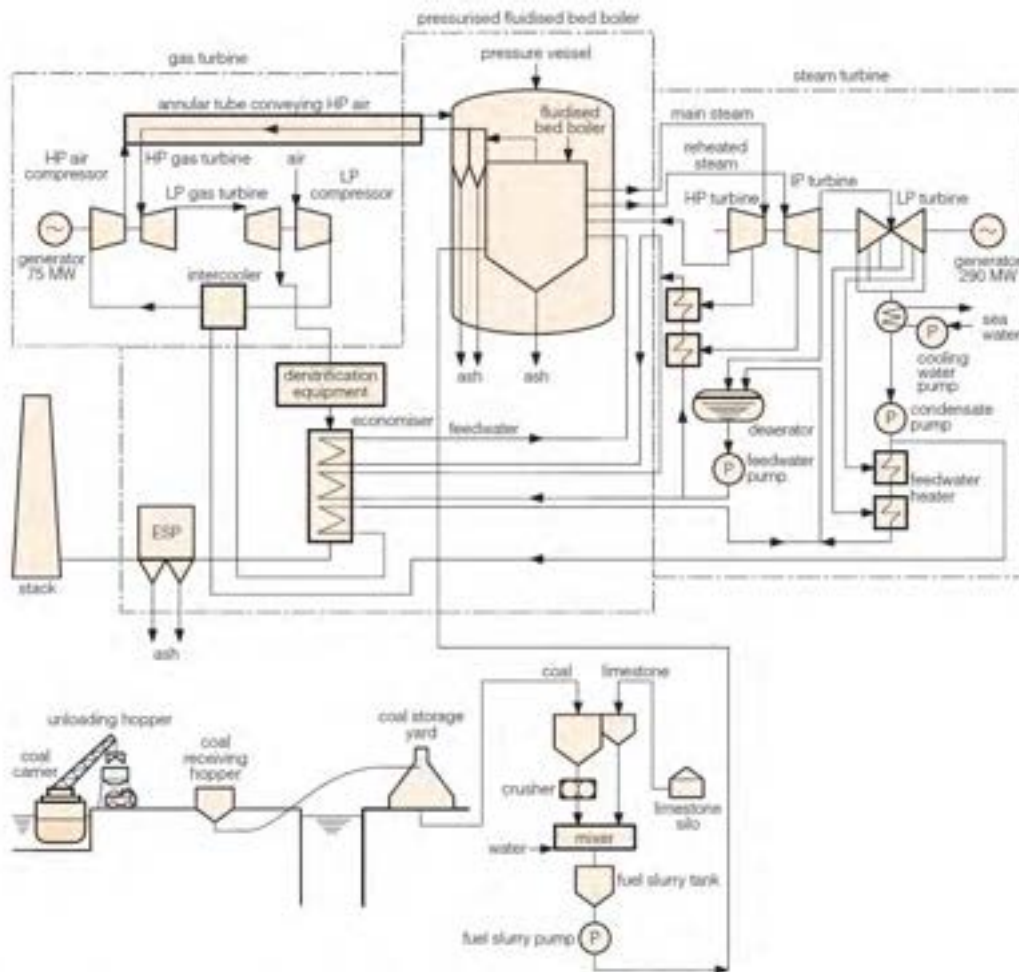


Figura 4.13. Schema generale di flusso dell'impianto PFBC Karita Thermo Power Station³³.

Ad oggi la tecnologia di combustione in letto fluido circolante in pressione è, come detto, allo stato dimostrativo, sebbene gran parte delle applicazioni sopra citate abbiano ormai terminato la fase dimostrativa e stiano continuando a produrre a livello commerciale.

Negli Stati Uniti, nell'ambito del programma Clean Coal Technology Demonstration Program del Department of Energy, è stato avviato (e successivamente sospeso per la mancanza di turbine a gas idonee per la configurazione impiantistica selezionata) un progetto di sviluppo denominato MacIntosh unit 4A PCFBC demonstration project. In tale ambito la Lakeland Electric programmò la realizzazione, in Florida, di un impianto da 145 MW_e caratterizzato da una efficienza netta del 36%, riferita al potere calorifico superiore del combustibile ad alto contenuto di zolfo col quale sarebbe dovuto essere alimentato. L'impianto sarebbe dovuto essere realizzato con tecnologia PFBC della

³³ Fonte: Henderson, 2004.

Foster Wheeler Energy Corporation integrata con un sistema avanzato di filtrazione ad alta temperatura basato sull'impiego di filtri ceramici sviluppati dalla Siemens Westinghouse Power Corporation (Wu, 2006).

4.7 IMPIANTI INTEGRATI DI GASSIFICAZIONE CON CICLO COMBINATO (IGCC)

In termini generali, per processo di gassificazione s'intende l'insieme delle trasformazioni chimico-fisiche mediante le quali si converte un combustibile primario (alimentato al gassificatore in fase solida o liquida) in un combustibile di sintesi in fase gassosa, il cosiddetto syngas. L'utilizzo del syngas prodotto dal processo di gassificazione in un impianto a ciclo combinato dà origine a un impianto IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle).

Il processo di gassificazione avviene all'interno di un reattore nel quale viene immesso il combustibile primario da gassificare (opportunamente preparato) insieme all'ossidante (ossigeno a elevato grado di purezza o, più raramente, aria) e a un agente moderatore (acqua o vapore); in uscita, oltre al syngas, si hanno anche i residui solidi inizialmente contenuti nel combustibile primario.

All'interno del reattore il combustibile subisce anzitutto un processo di pirolisi, il quale porta alla formazione di un gas (composto prevalentemente dalle sostanze volatili contenute nel carbone), del tar (topping atmospheric residue, miscela liquida di idrocarburi pesanti) e del cosiddetto "char", composto dalle scorie contenenti ancora una notevole quantità di residui carboniosi. Quest'ultimo prende parte successivamente ai processi di combustione e di gassificazione vera e propria, che danno luogo alla formazione di un gas composto prevalentemente da CO, CO₂, H₂ e piccole quantità di CH₄. Il tar, invece, subisce i processi di gassificazione e di rottura dei legami chimici (il cosiddetto "cracking"), che portano alla formazione di CH₄, H₂ e CO.

In base alla particolare composizione del combustibile da gassificare avvengono inoltre numerose reazioni secondarie, con produzione di altri composti, per lo più indesiderati. In particolare, lo zolfo presente nel combustibile, in atmosfera povera di ossigeno, si converte in idrogeno solforato (o solfuro di idrogeno, H₂S) e, in minima parte, in solfuro di carbonile (COS); l'azoto, nel gas di sintesi, si ritrova invece quasi interamente in forma molecolare (N₂), ma sono generalmente presenti anche tracce di ammoniaca (NH₃) e di acido cianidrico (HCN).

È importante notare che zolfo e azoto compaiono nel syngas sotto forma di specie ridotte, anziché ossidate, dal momento che le reazioni di gassificazione si sviluppano in difetto di ossigeno

(atmosfera riducente) rispetto alle condizioni stechiometriche; questo aspetto condiziona fortemente la configurazione della sezione di trattamento e depurazione dei gas, situata subito a valle del gassificatore (e descritta più nel dettaglio nel capitolo 5). Altre sostanze inquinanti spesso presenti nel gas di sintesi sono ad esempio i composti alogenati (come HCl), il tar stesso, gli alcali (sali di sodio e di potassio), i fenoli, e il particolato.

In relazione al loro assetto fluidodinamico, i processi di gassificazione possono suddividersi in tre categorie principali: processi a letto fisso (o mobile), a letto fluido e a letto trascinato, illustrati schematicamente in figura 4.14 (Lozza, 1996).

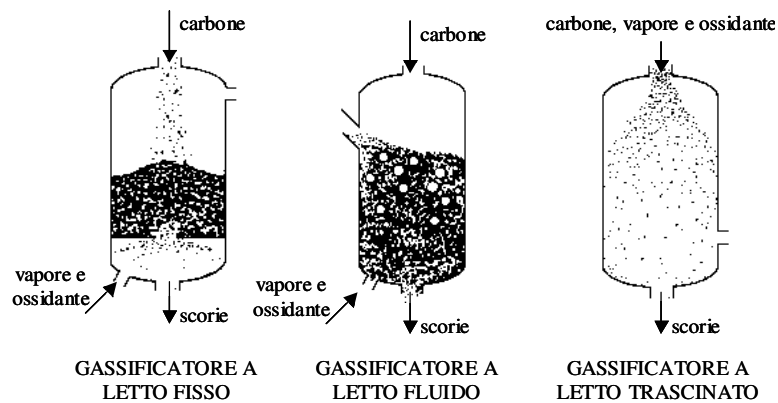


Figura 4.14. Schematizzazione generale dell'assetto fluidodinamico dei gassificatori.

La seguente tabella 4.8 riporta un confronto, in termini generali, tra le principali tipologie di gassificazione, secondo la precedente classificazione (Cau e Cocco, 2002).

	Letto fisso	Letto fluido	Letto trascinato
Pressione operativa [MPa]	2,0-2,5	2,0-3,0	2,0-8,5
Temperatura [°C]	370-600	800-1000	1400-1600
Moderatore	vapore	vapore	vapore/acqua
Consumo dell'agente moderatore	elevato	medio	basso
Ossidante	ossigeno/aria	ossigeno/aria	ossigeno
Consumo di ossidante	basso	medio	elevato
Granulometria del combustibile [mm]	5-50	3-4	0,05-0,1
Alimentazione	secca	secca	secca/slurry
Potere calorifico inferiore del syngas	alto	medio/alto	alto
Scorie	secche/fuse	secche/agglomerate	fuse
Principali processi	Lurgi, BGL, Sasol	HTW, KRW, U-Gas	GE, Shell, Prenflo

Tabella 4.8. Principali caratteristiche dei processi di gassificazione.

A causa del particolare assetto fluidodinamico tipico dei differenti processi di gassificazione, ciascuno di essi è caratterizzato da una differente potenzialità e si adatta meglio degli altri a specifiche applicazioni. Tipicamente i processi a letto fisso sono piuttosto lenti e caratterizzati, pertanto, da una bassa potenzialità; per tale ragione essi vengono impiegati generalmente in impianti di piccola taglia (fatta eccezione per molti impianti concepiti per la produzione di combustibili liquidi dal carbone, nei quali, per le caratteristiche proprie del syngas prodotto, vengono utilizzate batterie composte da numerosi gassificatori a letto fisso disposti in parallelo). I gassificatori a letto fluido sono caratterizzati da una maggiore velocità di reazione e da una elevata flessibilità in termini di combustibile da impiegare. Infine, i processi a letto trascinato sono caratterizzati da una elevata potenzialità (le dimensioni molto ridotte delle particelle di combustibile rendono le reazioni particolarmente veloci) e vengono prevalentemente impiegati per applicazioni di grossa taglia (la stragrande maggioranza degli impianti IGCC oggi operanti impiega processi di gassificazione a letto trascinato). Per tale ragione, nel seguito si farà riferimento principalmente ai processi di gassificazione a letto trascinato alimentati a carbone.

Recentemente, inoltre, sta via via aumentando l'attenzione verso i processi di gassificazione sotterranea³⁴ (UGC, Underground Coal Gasification), soprattutto per le potenziali applicazioni in sistemi CCS e CtL (Coal to Liquids). Essa consiste nella conversione del carbone, direttamente nel

³⁴ Lo sviluppo di tali processi ebbe origine nel Regno Unito attorno al 1920 ma subì i maggiori sviluppi tra il 1960 e il 1980, quando Stati Uniti e Unione Sovietica tentarono di commercializzare tale tecnologia.

sottosuolo, in un combustibile gassoso (non molto dissimile dal syngas prodotto negli impianti di superficie, e pertanto trattabile con i sistemi di depurazione convenzionali), tramite l'immissione di flussi di ossigeno (o aria) e vapore. Il gas prodotto viene inviato in superficie e può essere adoperato per vari usi, primo tra tutti la generazione elettrica (Blinderman, 2005; Green e Armitage, 2002).

Nel suo complesso, un impianto IGCC è costituito da quattro sezioni fondamentali (Henderson, 2008; Kather et al., 2008; Maurstad, 2005; Lozza, 1996):

- la sezione di preparazione del combustibile e dell'ossidante, composta, in linea generale, dai sistemi di stoccaggio, trasporto e macinazione del carbone e dall'unità di frazionamento criogenico dell'aria (ASU, Air Separation Unit);
- la sezione di gassificazione, comprendente il gassificatore e il sistema di alimentazione del combustibile;
- la sezione di condizionamento e depurazione del syngas, che ha lo scopo di raffreddare il gas di sintesi (mediante opportuni scambiatori di calore, i syngas coolers, oppure per quench, ossia per semplice miscelamento con acqua o syngas freddo), recuperandone l'energia termica, e di depurarlo dalle sostanze inquinanti;
- la sezione di generazione elettrica, costituita da un impianto a ciclo combinato gas-vapore alimentato con il syngas depurato.

La figura 4.15 riporta lo schema concettuale di un tipico impianto IGCC, nel quale sono evidenziate le principali integrazioni tra le diverse apparecchiature.

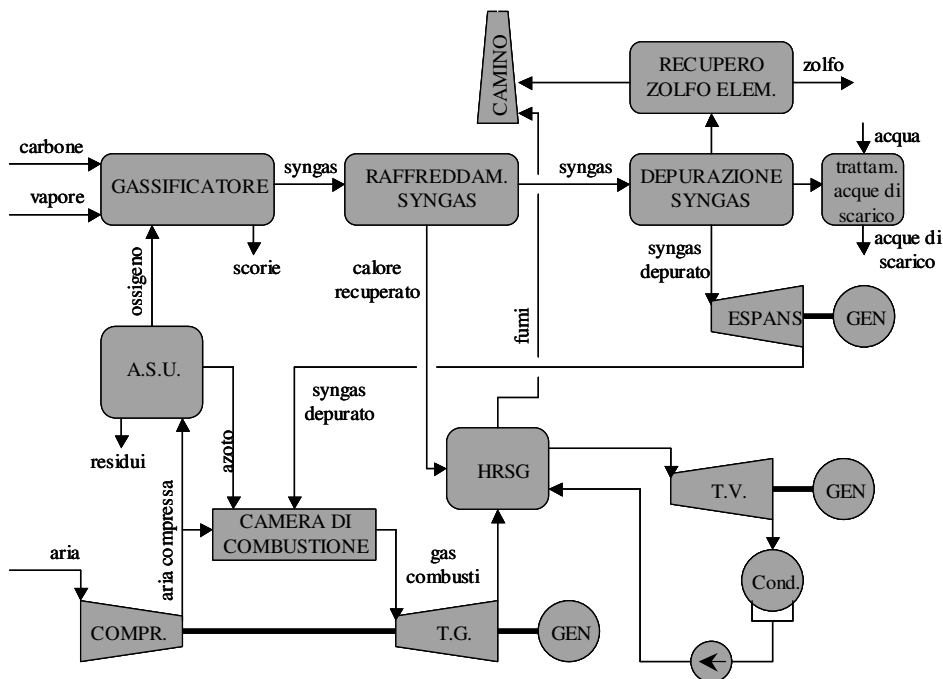


Figura 4.15. Schema concettuale di un impianto IGCC³⁵.

L'unità di separazione dell'aria (ASU, Air Separation Unit) può essere alimentata con aria compressa prelevata dalla mandata del compressore della sezione turbogas, evitando così di dover installare un ulteriore compressore. Inoltre l'azoto separato può essere inviato alla camera di combustione della sezione turbogas in maniera tale da moderare la temperatura di combustione riducendo notevolmente la formazione degli NOx. Il syngas depurato, inoltre, essendo generalmente disponibile ad alta pressione, può essere fatto espandere in un turboespansore, collegato a un generatore elettrico. Il syngas alimenta quindi la sezione turbogas vera e propria, a valle della quale si ha un generatore di vapore a recupero (HRSG, Heat Recovery Steam Generator) che utilizza l'energia termica dei gas di scarico per produrre vapore, che viene poi fatto espandere in turbina. Il generatore di vapore a recupero, inoltre, è integrato anche con la sezione di gassificazione vera e propria e con la sezione di condizionamento del syngas, in maniera tale da massimizzare l'efficienza dell'impianto.

Dal punto di vista degli scambi termici è possibile effettuare numerose altre integrazioni, che potrebbero consentire di ottenere maggiori rendimenti, limitando al massimo le perdite energetiche. D'altra parte, un eccessivo aumento delle integrazioni comporta una complicazione impiantistica

³⁵ Fonte: Pettinau et al., 2003.

spesso piuttosto rilevante, che si traduce in un aumento dei costi di installazione e di manutenzione dell'impianto e in una riduzione della disponibilità. È evidente dunque che è necessario trovare una soluzione di compromesso fra l'entità delle integrazioni (e quindi l'efficienza energetica dell'impianto) e i costi di installazione e di gestione.

Caratteristiche operative

Gli impianti IGCC commerciali attualmente funzionanti hanno potenze elettriche comprese prevalentemente tra i 100 e i 550 MW e utilizzano, per la maggior parte, gassificatori a letto trascinato, caratterizzati da un'elevata potenzialità. Come precedentemente anticipato, fanno eccezione quegli impianti concepiti per la produzione di combustibili liquidi dal carbone (processi di liquefazione indiretta), che impiegano spesso batterie di numerosi gassificatori a letto fisso operanti in parallelo.

L'efficienza netta degli impianti IGCC commerciali è in genere estremamente variabile, in relazione alla particolare configurazione adottata, al combustibile utilizzato e alle esigenze operative³⁶. In ogni caso le elevate potenze installate giustificano generalmente il ricorso a un elevato grado di integrazione dell'impianto, per cui i valori del rendimento (con riferimento al potere calorifico inferiore del combustibile) sono tipicamente compresi tra il 40 e il 43% (Henderson, 2008), con valori che, in alcune applicazioni particolari (come ad esempio l'impianto olandese di Buggenum), raggiungono il 46-47% (Henderson, 2008; Postuma et al., 2002).

Un'importante caratteristica degli impianti IGCC è la notevole flessibilità rispetto al combustibile primario. Gli impianti commerciali gassificano per lo più carbone, coke da petrolio (il cosiddetto petcoke) e tar di raffineria, ma è anche possibile miscelare tali combustibili con biomasse, rifiuti industriali e così via. In effetti, gli impianti IGCC possono essere particolarmente convenienti nel caso in cui si abbiano a disposizione combustibili primari di bassa qualità e di basso costo (come avviene, ad esempio, nel caso del tar di raffineria).

Nel passato gli impianti IGCC non potevano competere con gli impianti convenzionali a polverino di carbone (a ciclo subcritico) a causa del fatto che i costi di investimento aggiuntivi erano maggiori rispetto ai benefici (piccoli aumenti di efficienza). Tale svantaggio, al giorno d'oggi, è ormai pressoché superato, tanto più se l'impianto dev'essere integrato con sistemi CCS (Carbon Capture and Storage) per la separazione e il confinamento della CO₂ (Kalther et al., 2008).

³⁶ Molti impianti, ad esempio, vengono utilizzati anche per la produzione di vapore tecnologico, con una conseguente riduzione del rendimento elettrico.

I parametri operativi veri e propri differiscono notevolmente a seconda delle particolari tecnologie di gassificazione.

Anzitutto, data l'elevata potenzialità, i processi a letto trascinato operano sempre a pressioni elevate (tipicamente tra 2,0 e 8,5 MPa) al fine di ridurre i volumi di gas da trattare (e, di conseguenza, il costo di installazione dell'impianto) e di incrementare l'efficienza delle apparecchiature di depurazione del syngas.

L'alimentazione del carbone può avvenire sia allo stato secco (mediante opportuni sistemi pneumatici di trasporto e iniezione del polverino di carbone) oppure a slurry (in tal caso il polverino di carbone viene miscelato con acqua e l'immissione nel reattore avviene praticamente in fase liquida). In termini generali, l'alimentazione a secco presenta, rispetto ai sistemi a slurry, notevoli complicazioni di carattere impiantistico (e conseguentemente costi di investimento maggiori) ma garantisce una maggiore efficienza di conversione; d'altro canto, nei processi alimentati a slurry l'iniezione del combustibile liquido avviene per semplice pompaggio, ma l'acqua contenuta nello stesso comporta un notevole assorbimento di energia per la sua evaporazione all'interno del reattore, con conseguente diminuzione del rendimento del processo.

Tutti i principali processi di gassificazione a letto trascinato usano ossigeno, anziché aria, come agente gassificante. Ciò comporta una notevole complicazione impiantistica (relativa all'installazione dell'ASU) e notevoli assorbimenti energetici legati alla separazione criogenica, ma consente di ridurre notevolmente le portate di syngas da trattare (che non è diluito con l'azoto dell'aria) e di garantire elevate prestazioni dei sistemi di depurazione del syngas stesso.

Infine, particolare attenzione va rivolta al sistema di raffreddamento del syngas a valle del gassificatore. In molti impianti IGCC il syngas è raffreddato per mezzo dei cosiddetti "syngas coolers", scambiatori di calore a recupero che, contestualmente al raffreddamento del gas grezzo, contribuiscono alla produzione di vapore operando in integrazione col generatore di vapore a recupero del ciclo combinato. In alternativa, molti impianti operano un raffreddamento per "quench", ottenuto immettendo acqua nebulizzata nella corrente di syngas. La scelta tra tali tecniche di raffreddamento è generalmente dettata da vari aspetti relativi alla particolare applicazione impiantistica e alla specifica tecnologia di gassificazione impiegata.

Prestazioni ambientali

Rispetto agli impianti a combustione convenzionali, negli impianti IGCC la rimozione delle sostanze inquinanti avviene prevalentemente sul syngas, ovvero sul combustibile piuttosto che sui

prodotti della combustione. Ciò consente da un lato di operare con piccole portate (gli inquinanti non sono diluiti nei prodotti della combustione), dall'altro di trattare prevalentemente con specie chimiche ridotte anziché ossidate (con notevoli vantaggi sul funzionamento dei sistemi di depurazione).

In un impianto IGCC con gassificatore a letto trascinato il tipico processo di depurazione del syngas, in generale, può essere suddiviso in tre sezioni fondamentali:

- una sezione di rimozione del particolato, composta generalmente da un ciclone, che opera una rimozione delle particelle di maggiori dimensioni, seguito da una torre di lavaggio (Venturi wet scrubber), che rimuove le particelle più piccole insieme ad altri inquinanti solubili in acqua;
- una sezione di rimozione dei composti dello zolfo, utilizzando processi di assorbimento fisico o chimico dell' H_2S (tra cui i principali sono i processi Rectisol, Purisol e Selexol);
- una sezione di trattamento degli effluenti gassosi prodotti dalla sezione precedente, composta, nella maggior parte dei casi, da un processo Claus per il recupero dello zolfo elementare seguito da un processo SCOT (Shell Claus Offgas Treatment) per l'ulteriore trattamento dei gas uscenti dallo stesso processo Claus (i cosiddetti "gas di coda").

Mediante un tale sistema di depurazione (descritto con maggiori dettagli nel capitolo 5) è possibile alimentare l'impianto turbogas con un gas essenzialmente pulito, privo di polveri e contenente concentrazioni estremamente ridotte di zolfo e degli altri inquinanti.

Il controllo degli ossidi di azoto viene invece realizzato durante la combustione del syngas nella turbina, mediante l'adozione di specifici combustori a basse emissioni di NO_x .

A titolo di esempio, la tabella 4.9 riporta le emissioni specifiche (in termini di g/kWh) dei principali inquinanti riscontrate in tre impianti IGCC (Watson, 2005; Henderson, 2003; Holt, 2003; DoE, 2002 a e b).

	<i>Tampa Electric (Polk County, Florida)</i>	<i>PSI Wabash River (Terre Haute, Indiana)</i>	<i>Demkolec (Buggenum, Olanda)</i>
Potenza erogata	250 MW _e	260 MW _e	250 MW
SO ₂	0,54 g/kWh	0,32 g/kWh	< 0,22 g/kWh
NO _x	0,3 g/kWh	0,49 g/kWh	< 0,62 g/kWh
Particolato	0,017 g/kWh	n.d.	n.d.
Mercurio	rimozione del 50%	0,0001÷0,0004 kg/h	n.d.

Tabella 4.9. Emissioni inquinanti tipiche in tre impianti IGCC.

Considerazioni economiche

Secondo una valutazione del 2005 (Watson, 2005), il costo medio per la costruzione di un impianto IGCC negli Stati Uniti ammontava a circa 1400-1700 \$/kW (con riferimento alla potenza elettrica prodotta e corrispondenti a circa 1000-1200 €/kW). In Europa tale costo è tipicamente maggiore del 20% circa. Uno studio del 2007 (Kessels et al., 2007) riporta una variabilità del costo di installazione leggermente maggiore (1150-1700 \$/kW, ovvero 800-1200 €/kW), ma analoga alla precedente per ciò che riguarda il limite massimo. Tipicamente, tali costi sono maggiori del 20-30% circa rispetto ai costi di installazione degli impianti subcritici e supercritici a polverino di carbone (Kessels et al., 2007). In particolare, il costo di investimento può essere grossolanamente suddiviso nelle seguenti voci:

- 30% per la sezione di gassificazione (inclusi i sistemi di preparazione del combustibile);
- 15% per i processi di condizionamento e depurazione del syngas;
- 40 % per l'unità di generazione elettrica (ciclo combinato, compreso il generatore di vapore a recupero);
- 15 % per l'unità di separazione criogenica dell'aria.

La tabella 4.10 riporta, a titolo di esempio, i costi di investimento (effettivi e specifici) sostenuti per alcuni impianti IGCC commerciali.

<i>Impianto</i>	<i>Start-up</i>	<i>Potenza netta [MW]</i>	<i>Investimento [M€]⁽¹⁾</i>	<i>Costo specifico [€/kW]⁽¹⁾</i>
Nuon P. Buggenum (Olanda)	1994	250	415	1650
Wabash River (Indiana)	1995	260	300	1150
Tampa Electric (Florida)	1996	250	350	1400
Ecolgas Puertollano (Spagna)	1996	335	415	1400
Piñon Pine	1996	100	230	2300
Nota:				
⁽¹⁾ I costi sono quelli effettivamente sostenuti nella fase di realizzazione, convertiti in euro con il cambio attuale (aprile 2011): 1 \$ = 0,691 €.				

Tabella 4.10. Costi di investimento sostenuti per alcuni impianti IGCC commerciali.

Relativamente ai costi operativi e di manutenzione (O&M, Operating and Maintenance), essi sono tipicamente compresi tra 1 e 2 c\$/kWh.

Principali linee di sviluppo

Per migliorare le prestazioni degli impianti IGCC commerciali e renderli sempre più competitivi rispetto alle altre tecnologie di generazione elettrica si stanno seguendo due strade fondamentali: da un lato si sta tentando di risolvere i problemi critici evidenziati dagli impianti realizzati fino a oggi; dall'altra si cerca di studiare e introdurre configurazioni impiantistiche innovative.

In particolare, per migliorare le prestazioni degli impianti basati sulle attuali configurazioni impiantistiche, le principali vie da seguire sono le seguenti (Kather et al., 2008; Holt, 2001):

- l'ottimizzazione delle prestazioni dell'unità di separazione dell'aria e dell'integrazione di tale unità con il resto dell'impianto IGCC;
- l'utilizzo di gassificatori di tipo avanzato, principalmente per quanto riguarda il sistema di alimentazione del combustibile;
- l'ottimizzazione dei sistemi di raffreddamento del syngas caldo prodotto dal gassificatore (syngas coolers);
- l'impiego di turbine a gas di nuova generazione, caratterizzate, rispetto alle attuali, da una maggiore temperatura di ingresso dei gas, con conseguenti maggiori rendimenti e maggiori potenze erogate;

- l'ottimizzazione delle prestazioni del ciclo combinato, anche grazie al perfezionamento delle integrazioni con il resto dell'impianto;
- la possibilità di utilizzare materiali innovativi per la realizzazione delle parti critiche dell'impianto (come, ad esempio, le parti operanti a elevata temperatura);
- l'aumento della disponibilità annua dell'impianto operando sia sulle singole apparecchiature che sulle procedure per lo start-up, oggi piuttosto complesse e lunghe);
- la riduzione dei costi di investimento e di manutenzione.

L'altra strada seguita per migliorare le prestazioni degli impianti IGCC comprende, come detto, le problematiche relative allo sviluppo di configurazioni del processo di tipo innovativo. Gli obiettivi che si perseguono sono sostanzialmente due: semplificare la struttura dell'impianto, e quindi ridurre i costi di installazione e di gestione, e migliorare l'efficienza di conversione dell'energia.

Le principali innovazioni attualmente in fase di avanzato sviluppo riguardano vari aspetti, quali, in particolare:

- il trattamento del syngas ad alta temperatura, soprattutto per quanto concerne la rimozione del particolato e dei composti dello zolfo (tale soluzione non è sempre adatta alle applicazioni in cui è presente un sistema di separazione della CO₂);
- l'ottimizzazione nella gestione globale dell'impianto, impiegandolo per produrre, oltre all'energia elettrica, altri prodotti quali, metanolo, idrogeno e chemicals che possono essere commercializzati oppure utilizzati come combustibili per sopperire ai carichi elettrici di punta;
- la possibilità di sostituire il ciclo combinato con sistemi energetici innovativi come le celle a combustibile, realizzando così impianti IGFC (Integrated Gasification Fuel Cell);
- la possibilità di sviluppare turbine a gas adatte alla combustione di gas composti quasi esclusivamente da idrogeno, come quelli che si hanno a valle dell'eventuale sezione di separazione della CO₂.

Come conseguenza di tali interventi, ci si può attendere una significativa riduzione dei costi di investimento e un altrettanto significativo aumento dell'efficienza netta, che passerebbe dall'attuale 43-45% (con valori massimi del 46%) fino a valori attorno al 51%, che possono essere previsti per il 2030 (Kather et al., 2008).

4.8 PRINCIPALI APPLICAZIONI INDUSTRIALI DEGLI IMPIANTI IGCC

A livello mondiale sono attualmente operanti numerosi impianti IGCC commerciali, alimentati prevalentemente a carbone o tar di raffineria. Tra questi, quelli alimentati a carbone che rivestono maggiore interesse nell'ambito delle clean coal technologies sono riportati nella tabella 4.11 (Minchener, 2010; Karg, 2009; Henderson, 2008; DoE/NETL, 2002; Amick, 2000; White, 1998).

Impianto	Sito	Start-up	MWe	Prodotti	Combust.	Tecnologia
SCE	Cool Water (USA)	1984	120	en. elettrica	carbone	GE
DOW	Plaquemine (Louisiana)	1987	160 ⁽¹⁾	en. elettrica	lignite	Dow/Destec
Nuon Power	Buggenum (Olanda)	1994	250	en. elettrica	carbone	Shell
PSI Wabash River	Terre Haute (Indiana)	1995	260	en. elettrica	carb./petcoke	E-Gas
Schwarze Pumpe	Dresden (Germania)	1996	75	MeOH	lignite	BGL
Ecolgas	Puertollano (Spagna)	1996	335	en. elettrica	carb./petcoke	Prenflo
Piñon Pine	Reno (Nevada)	1996	100	en. elettrica	carbone	KRW ⁽²⁾
Tampa Electric	Polk County (Florida)	1996	250	en. elettrica	carbone bitum.	GE
Yankuang demonstr. ⁽³⁾	Yulin (Cina)	2006	60	MeOH	carbone	n.d.
Nakoso	Iwaki (Giappone)	2007	250	en. elettrica	carbone	MHI ⁽²⁾
Shenhua ICL demonstr. ⁽³⁾	Ningxia (Cina)	2009	n.d.	chemicals	carbone	Shell
Shenhua Ningxia MeOH ⁽³⁾	Ningxia (Cina)	2010	n.d.	MeOH	carbone	n.d.
Shenhua Baotou ⁽³⁾	Baotou (Cina)	2010	n.d.	chemicals	carbone	GE
Huaneng	Tianjin (Cina)	2011	250	en. elettrica	carbone	TEPRI ⁽⁴⁾

Note:

⁽¹⁾ Una ulteriore potenza pari a 48 MW è ottenuta alimentando il ciclo combinato con gas naturale.

⁽²⁾ I processi KRW (Kellogg Rust Westinghouse) e MHI (Mitsubishi Heavy Industries) impiegano aria come agente gassificante.

⁽³⁾ Impianti realizzati principalmente per la produzione di combustibili liquidi e comunque integrati con piccole unità di generazione elettrica.

⁽⁴⁾ Processo sviluppato dal Tianjin Environment Protection Research Institute (TEPRI).

Tabella 4.11. Caratteristiche fondamentali dei principali impianti IGCC a carbone.

La tabella 4.11, oltre ai principali impianti IGCC veri e propri, riporta anche alcune recenti applicazioni delle tecnologie di gassificazione per la produzione di combustibili liquidi dal carbone. A tale proposito, la Cina sta investendo notevoli risorse in tali applicazioni e numerosi impianti di gassificazione (spesso anche di grossa taglia) sono stati realizzati o sono attualmente in fase di realizzazione. Oltre agli impianti cinesi, si possono citare, a titolo di esempio, applicazioni più vecchie quali (Minchener, 2010; Henderson, 2008):

- l'impianto Great Plains in North Dakota (Stati Uniti), che produce synfuels (a sua volta convertito in combustibili liquidi) da una lignite;
- l'impianto tedesco Schwarze Pumpe, che utilizza una lignite in un gassificatore della Siemens a letto trascinato per la produzione di gas di città e metanolo;

- gli impianti Sasol (originariamente acronimo di Suid Afrikaanse Steenkool en Olie) di Sasolbourg e Secunda (in Sudafrica), che dagli anni '50 utilizzano carbone sub bituminoso locale per la produzione di combustibili liquidi.

Nel seguito è riportata una breve descrizione dei principali impianti IGCC elencati nella suddetta tabella 4.11.

L'impianto IGCC Nuon Power (ex Demkolec) di Buggenum (figura 4.16), in Olanda, realizzato tra il mese di ottobre del 1990 e il mese di dicembre del 1993, è costato circa 385 milioni di euro ed è entrato nella fase operativa nel gennaio 1994 (White, 1998). Esso rappresenta la prima grossa applicazione, a livello europeo, delle moderne tecnologie di gassificazione del carbone per la produzione di energia elettrica. L'impianto utilizza un gassificatore Shell a letto trascinato alimentato a secco con polverino di carbone e utilizzante ossigeno (avente grado di purezza del 95%) e vapore come agenti ossidanti. Il gassificatore opera a una pressione di 2,7 MPa e con temperature comprese tra 1400 e 1700 °C. Il syngas, una volta depurato dal particolato mediante un ciclone e un sistema di filtri operanti ad alta temperatura, viene raffreddato fino a 250 °C per mezzo dei syngas coolers (con produzione di vapore ad alta pressione) e successivamente inviato prima a un sistema di lavaggio con acqua, che rimuove i composti del cloro e del fluoro, e poi al sistema di desolfurazione (utilizzante il solvente Sulfinol-M). Il ciclo combinato utilizza una turbina a gas V94.2 della Siemens e un generatore di vapore a recupero operante su tre livelli di pressione (Eurlings, 1997). Complessivamente l'impianto gassifica poco meno di 1900 tonnellate giornaliere di carbone (per 585 MW termici) producendo circa 250 MW elettrici, con un rendimento complessivo del 43% (White, 1998). L'impianto Nuon Power è stato inserito inoltre nel progetto "IGCC 2000", che ha lo scopo di valutare le prestazioni di impianti IGCC basati su diverse turbine a gas e con il ricorso a vari accorgimenti per il controllo delle emissioni di NOx, oltre che i vantaggi della depurazione del gas a elevata temperatura rispetto ai tradizionali sistemi di depurazione a bassa temperatura.



Figura 4.16. Impianto IGCC Nuon Power di Bugenum³⁷.

L'impianto Wabash River da 260 MW_e (figura 4.17), situato presso Terre Haute (Indiana, USA), è una delle principali applicazioni dei processi di gassificazione nell'ambito di progetti di repowering di impianti termoelettrici convenzionali (Henderson, 2008). L'impianto ripotenziato era la più vecchia delle sei unità del PSI Wabash River Generating Station, costruita attorno al 1950 e alimentata con polverino di carbone. L'attuale impianto IGCC, operativo dal 1995, è invece alimentato con una miscela di carbone locale (caratterizzato da elevati tenori di zolfo) e di petcoke (anch'esso contenente notevoli concentrazioni di zolfo, superiori al 6%). Nonostante tali caratteristiche del combustibile, l'impianto di Wabash River, è attualmente uno degli impianti a carbone meno inquinanti al mondo, con emissioni di composti dello zolfo inferiori a un decimo dei valori consentiti degli standard statunitensi e con emissioni di particolato estremamente basse. Esso utilizza il processo di gassificazione E-Gas (Destec) a letto trascinato e a doppio stadio, alimentato a slurry e utilizzando ossigeno (2600 t al giorno, con grado di purezza del 95%) e vapore come agenti gassificanti. La pressione operativa è di 2,76 MPa mentre la temperatura di gassificazione è di 1425 °C. Il syngas viene parzialmente raffreddato (con produzione di vapore ad alta pressione) e depolverato a secco, con ricircolo delle scorie recuperate al gassificatore; successivamente esso viene raffreddato mediante una serie di syngas coolers e lavato con acqua, allo scopo di rimuovere i

³⁷ Fonte: Nuon website: www.nuon.com, giugno 2011.

composti del cloro. A monte del sistema di desolforazione, che utilizza MDEA (metildietanolammina) come solvente, il solfuro di carbonile (COS) viene preventivamente convertito in idrogeno solforato (H_2S); i gas acidi vengono inviati a una sezione per il recupero dello zolfo elementare, prodotto pressoché puro. La sezione di potenza utilizza una turbina a gas General Electric 7 FA da $192 MW_e$, mentre la turbina a vapore della Westinghouse è da $104 MW_e$. Le apparecchiature ausiliarie, infine, assorbono complessivamente circa $34 MW_e$, per cui la potenza elettrica netta erogata dall'impianto è pari a $262 MW$ (Amick, 2000). Recentemente, presso l'impianto di Wabash River, è stato messo in atto un'interessante studio orientato a valutare la possibilità di effettuare, a livello commerciale, la coproduzione di energia elettrica e metanolo.



Figura 4.17. Impianto IGCC di Wabash River³⁸.

L'impianto Ecolgas di Puertollano (figura 4.18), in Spagna, finanziato dalla Commissione Europea ed entrato in esercizio nel 1996, è stato realizzato da un consorzio internazionale di cui fa parte anche l'Italia. Esso utilizza un processo di gassificazione Prenflo alimentato a secco con una miscela di carbone e coke da petrolio. Il combustibile, macinato ed essiccato, viene inviato al gassificatore (con una portata di $2600 t$ al giorno), che opera a $2,5 MPa$ e $1500 ^\circ C$. La depurazione viene effettuata a freddo con i processi convenzionali (ossia con l'utilizzo di cicloni e torri di lavaggio per la rimozione del particolato e degli altri composti solubili e di ammine come solventi

³⁸ Fonte: Lynch, 2005.

per la rimozione dei composti dello zolfo). Il gas depurato, caratterizzato da un potere calorifico di circa 4200 kJ/kg, viene preriscaldato, saturato e inviato nella sezione di generazione elettrica. Quest'ultima è costituita da un ciclo combinato gas-vapore basato su una turbina a gas Siemens V94.3 da 200 MW_e, un generatore di vapore a recupero su tre livelli di pressione e una turbina a vapore Siemens da 135 MW_e. Complessivamente l'efficienza netta dell'impianto IGCC è del 47%.



Figura 4.18. Impianto IGCC Ecolgas di Puertollano³⁹.

L'impianto Piñon Pine è situato nell'area industriale di Tracy, a circa 27 km a est di Reno (Nevada, USA). Esso è costituito da un gassificatore Kellogg Rust Westinghouse (KRW) a letto fluido alimentato con polverino di carbone e utilizzante aria come ossidante. La temperatura di gassificazione è pari a circa 980 °C. All'interno del reattore, oltre al combustibile, viene immesso anche calcare, che consente di effettuare una parziale desolforazione dei gas interna al gassificatore. Il syngas viene quindi raffreddato fino a circa 540 °C (mediante syngas coolers) e inviato a una sezione di desolforazione esterna ad alta temperatura seguita da una ulteriore sezione nella quale viene effettuata una depolverizzazione del gas mediante i filtri ceramici della Westinghouse. Il gas, ancora ad alta temperatura, viene alimentato al gruppo turbogas, utilizzando una turbina General

³⁹ Fonte: Coal Gasification News website: www.coalgasificationnews.com, giugno 2011.

Electric MS 6001FA da 61 MW_e, caratterizzata da una temperatura di immissione dei gas in turbina di circa 1290 °C. Il generatore di vapore a recupero opera su due livelli di pressione (6,55 e 0,62 MPa) e la turbina a vapore è da 46,2 MW_e. Dal momento che la potenza assorbita dalle apparecchiature ausiliarie è di circa 7 MW⁴⁰, l'impianto eroga una potenza elettrica complessiva di 100 MW, con un'efficienza netta del 40,7% (Geiling, 1997).

L'impianto della Tampa Electric, situato presso Polk County (Florida, USA), è costato circa 510 milioni di dollari ed è entrato in esercizio nel 1996. L'impianto di Tampa utilizza un gassificatore General Electric (ex Texaco) a letto trascinato che gassifica circa 2000 t al giorno di carbone (alimentato sotto forma di slurry, con una concentrazione di solidi del 60-70%) per una potenza elettrica netta complessiva di 250 MW. L'ASU produce circa 2100 t al giorno di ossigeno (avente grado di purezza del 95%) e 6300 t al giorno di azoto. Il syngas, raffreddato inizialmente fino a 760 °C mediante uno scambiatore radiante con produzione di vapore ad alta pressione (12 MPa), viene poi raffreddato fino a 480 °C mediante syngas coolers convettivi; circa il 10% del gas viene quindi estratto e inviato a sistemi sperimentali di depurazione a elevata temperatura, mentre il restante 90% viene ulteriormente raffreddato fino a 55 °C e depurato mediante sistemi convenzionali. Il gas trattato, avente potere calorifico di poco inferiore a 10 MJ/Nm³, viene quindi inviato alla camera di combustione del gruppo turbogas, insieme all'azoto prodotto dall'ASU. La sezione di generazione elettrica utilizza una turbina a gas General Electric MS 7001F da 192 MW_e, mentre il generatore di vapore a recupero è a tre livelli di pressione e la turbina a vapore eroga 121 MW_e. L'efficienza netta dell'impianto è di circa il 40%. Scopo principale di tale impianto è quello di dimostrare la valenza commerciale degli impianti IGCC mediante l'utilizzo esclusivo di componenti disponibili sul mercato.

Oltre agli impianti menzionati, tutti alimentati con carbone (eventualmente miscelato con petcoke), è utile citare alcuni grossi impianti IGCC alimentati con tar di raffineria. Tale applicazione riveste oggi una particolare importanza dal momento che i limiti sempre più restrittivi sulle emissioni inquinanti hanno comportato la progressiva dismissione di quasi tutti gli impianti di combustione alimentati con olio combustibile e orimulsion. La gassificazione dei residui pesanti dei processi di raffinazione del petrolio ha così assunto una notevole diffusione a livello mondiale. Le principali applicazioni in tale ambito sono:

⁴⁰ La potenza assorbita dalle apparecchiature ausiliarie è particolarmente bassa grazie all'impiego di aria in luogo dell'ossigeno come agente gassificante.

- l'impianto Shell Pernis da 120 MW_e, avviato nel 1997 presso Rotterdam (Olanda) e utilizzante un gassificatore Shell/Lurgi a letto trascinato per coprodurre energia elettrica e idrogeno;
- l'impianto API Energia da 280 MW_e, avviato nel 1999 presso Falconara Marittima (provincia di Ancona) e utilizzante un gassificatore a letto trascinato General Electric;
- l'impianto Sarlux da 555 MW_e, avviato sempre nel 1999 presso Sarroch (provincia di Cagliari), costituito da tre moduli totalmente indipendenti dotati di gassificatori a letto trascinato General Electric;
- l'impianto ISAB Energy da 510 MW_e, avviato nel 2000 presso Priolo Gargallo (provincia di Siracusa) e utilizzante un gassificatore a letto trascinato General Electric.

4.9 PROCESSI DI OSSICOMBUSTIONE

La tecnologia di ossicombustione del polverino di carbone consiste nella combustione dello stesso in un'atmosfera ricca in ossigeno, ottenuta miscelando ossigeno pressoché puro con gas combustibili riciclati. In tal modo, i fumi di combustione sono composti principalmente da CO₂ e vapor d'acqua, facilmente separabili mediante condensazione del vapore stesso.

Uno dei principali vantaggi di tale tecnologia consiste nel fatto che essa si presta molto bene alle applicazioni CCS, dal momento che, in molti casi, tutti i fumi di combustione, una volta separato il vapore, possono essere confinati senza alcun tipo di trattamento. Infatti, i contaminanti presenti nei fumi (principalmente SO_x, NO_x, CO e idrocarburi incombusti) sono tipicamente caratterizzati da concentrazioni talmente basse da essere pienamente compatibili con le comuni tecniche di confinamento dell'anidride carbonica⁴¹ (NETL, 2008).

I principali vantaggi che caratterizzano le tecnologie di ossicombustione, in particolare per le applicazioni CCS, riguardano i seguenti aspetti (NETL, 2008):

- la riduzione delle emissioni di anidride carbonica;
- una riduzione della formazione di NO_x del 60-70% rispetto alle tecnologie di combustione impieganti aria come agente ossidante; ciò è dovuto principalmente al

⁴¹ A titolo di esempio, le tecniche EOR (Enhanced Oil Recovery, descritte più nel dettaglio nel capitolo 8) hanno dimostrato di non aver problemi quando vengono iniettate miscele di CO₂ e H₂S (Moritis, 2003), mentre le problematiche relative alla compressione e al confinamento della CO₂ contaminata con SO_x ed NO_x sono state ampiamente studiate (IEA GHG, 2004).

limitato contenuto di azoto in caldaia⁴² e alla riduzione delle temperature conseguente al ricircolo dei fumi;

- la ionizzazione del mercurio presente nel combustibile, comporta una pressoché totale eliminazione di tale metallo durante gli eventuali processi di depolverazione e desolforazione dei fumi;
- la possibilità di applicare la tecnologia in impianti nuovi oppure per il retrofit di impianti esistenti;
- l'impiego di apparecchiature ausiliarie convenzionali, affidabili e ampiamente utilizzate nel settore della generazione elettrica;
- l'impiego di sistemi di regolazione e controllo (anche per le fasi di start-up e shut-down) molto simili a quelli impiegati negli impianti convenzionali a polverino di carbone;
- l'ampia affidabilità dei processi (quali la separazione dell'aria e il ricircolo dei fumi) che stanno alla base della tecnologia.

Per contro, le tecnologie di ossicombustione non sono al giorno d'oggi industrialmente diffuse per una serie di problematiche non del tutto risolte. Tra queste, si possono citare le seguenti (NETL, 2008):

- i problemi di tenuta che comportano infiltrazioni d'aria all'interno della caldaia, con una conseguente diluizione dei fumi; al fine di minimizzare tali infiltrazioni si sta operando sullo sviluppo dei materiali, sull'impiego di appositi sigillanti, sull'ottimizzazione delle tecnologie di controllo e sulla messa a punto di sistemi a membrana;
- la combustione senza ricircolo dei fumi comporta temperature troppo elevate per i materiali convenzionalmente impiegati per la costruzione di caldaie e turbine;
- l'attuale costo eccessivo (sia in termini di investimento che di consumi energetici) dell'unità di separazione dell'aria.

⁴² Potenzialmente, contribuisce alla formazione degli NOx l'azoto presente nel combustibile, quello presente nell'ossidante (non completamente puro) e quello derivante da infiltrazioni d'aria all'interno della caldaia.

È importante sottolineare che il ricircolo dei gas combusti (FGR, Flue Gas Recycle) da un lato contribuisce a contenere le temperature operative in caldaia, ma dall'altro comporta una significativa riduzione di efficienza e la necessità di sovradimensionare la caldaia, con un conseguente aumento dei costi di investimento. Per limitare o possibilmente annullare il ricorso a tale ricircolo, sono in fase di studio materiali innovativi per la costruzione delle caldaie, che consentano di operare a temperature molto più elevate di quelle attualmente tollerabili.

Mentre la principale voce di costo (sia in termini di investimento che in termini di consumi energetici) delle tecnologie CCS convenzionali va attribuita al sistema di separazione dell'anidride carbonica, nel caso delle tecnologie di ossicombustione essa va attribuita all'unità di produzione dell'ossigeno. Lo sviluppo di tale sezione risulta dunque essere determinante per la competitività degli impianti di generazione elettrica in esame. Ad oggi, l'unica tecnologia economicamente impiegabile per la produzione di grosse quantità di ossigeno è rappresentata dal frazionamento criogenico dell'aria che, è risaputo, richiede un elevato costo energetico per la compressione dell'aria stessa da trattare. Per tale ragione, i rendimenti tipici degli impianti di ossicombustione sono dell'ordine del 29-33% (NETL, 2008). I principali sforzi per rendere competitiva l'ossicombustione sono dunque volti all'ottimizzazione delle tecnologie di frazionamento criogenico e, in parallelo, allo sviluppo di tecniche alternative, la più promettente delle quali è rappresentata dalle membrane.

Secondo un recente studio del National Energy Technology Laboratory (NETL, 2008), il costo di investimento di un impianto di ossicombustione a polverino di carbone della taglia di riferimento di 550 MW elettrici netti può variare tra 2000 e 2400 \$/kW⁴³.

4.10 ALTRE SOLUZIONI IMPIANTISTICHE AVANZATE IN FASE DI SVILUPPO

Oltre alle tecnologie descritte nei precedenti paragrafi, esiste tutta una serie di tecnologie oggi allo stato concettuale o dimostrativo, che verosimilmente consentiranno, in un prossimo futuro, di produrre energia elettrica da carbone con costi relativamente bassi e con impatto ambientale estremamente ridotto. Nel presente paragrafo è presentata una breve sintesi delle più interessanti tra tali tecnologie.

⁴³ Tale costo non comprende le contingenze e gli investimenti per trasporto e confinamento della CO₂ e per il monitoraggio del sito. Il costo complessivo (incluse le contingenze) dell'impianto da 550 MW_e ammonta a circa 2400-2800 M\$.

Gli impianti PFBC di seconda generazione

Come indicato nei precedenti paragrafi, i processi di gassificazione sono caratterizzati da un'elevata efficienza di conversione del carbone ma necessitano di un notevole investimento per le apparecchiature e sono fortemente condizionati, in termini di rendimento complessivo, dalle inefficienze dei vari componenti e dalla necessità di raffreddare il syngas prima di poterlo depurare. Inoltre la necessità di controllare le emissioni di NO_x nella sezione di generazione elettrica richiede un notevole utilizzo di vapore oppure l'umidificazione del combustibile, oltre alle più avanzate tecnologie di combustione. D'altra parte, la tecnologia PFBC è concettualmente molto più semplice in termini di configurazione impiantistica e controllo delle emissioni. Il tipo di processo e le basse temperature operative impediscono però di utilizzare impianti di generazione elettrica a elevata efficienza, come i sistemi turbogas di nuova generazione. (Lozza et al., 1996).

Al fine di risolvere le problematiche appena indicate, sono stati proposti particolari cicli ibridi, chiamati comunemente second-generation PFBC⁴⁴ (figura 4.19), che consentono di riunire in un unico processo i vantaggi caratteristici dei processi suddetti. Tali cicli prevedono anzitutto una gassificazione parziale del carbone, con la conseguente produzione di un combustibile gassoso con il quale è possibile alimentare un ciclo turbogas avanzato. Il char, ossia il residuo di tale conversione parziale, viene poi inviato a un processo di combustione in letto fluido pressurizzato, integrato con un ciclo a vapore mediante uno scambiatore di calore (FBHE, Fluidized Bed Heat Exchanger). Sia il gassificatore che il combustore utilizzano aria come ossidante (quindi l'impianto non necessita dell'unità di frazionamento criogenico dell'aria) e la rimozione dei composti dello zolfo (sia dal syngas che dai fumi della combustione) viene effettuata per adsorbimento mediante opportuni sorbenti, immessi nel gassificatore insieme al carbone (Lozza et al., 1996). Le possibili configurazioni degli impianti PFBC di seconda generazione sono varie e risultano essere relativamente semplici (Cai et al., 2001), ma non trovano ancora applicazione su scala commerciale.

⁴⁴ Tali processi sono anche frequentemente chiamati hybrid cycles, topping cycles, PGFBC (Partial Gasification Fluidized Bed Combustion) o PGCC (Partial Gasification Combined Cycle).

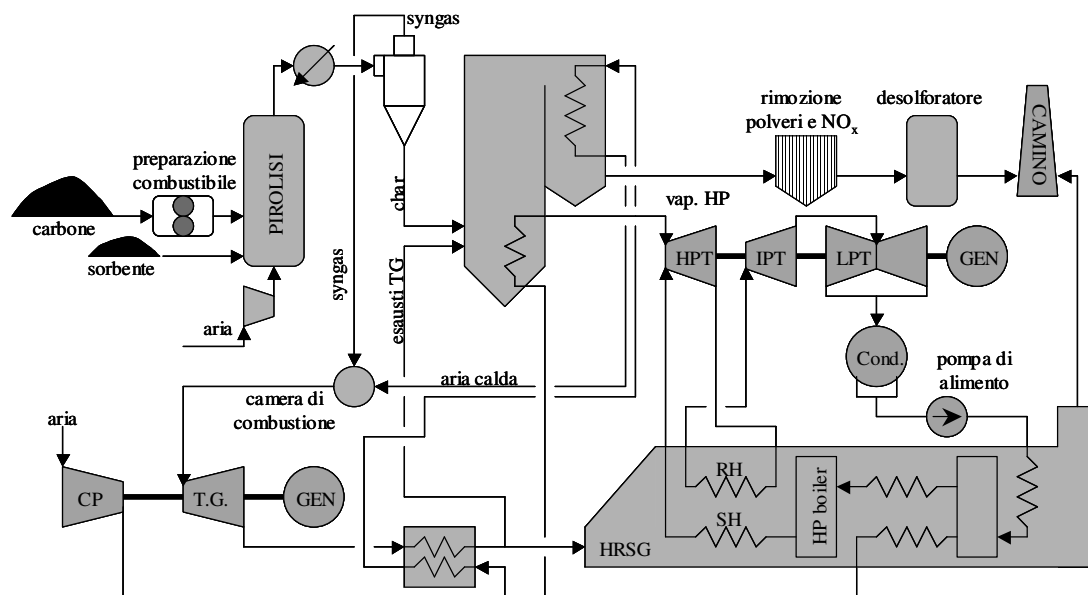


Figura 4.20. Schema concettuale di un impianto HIPPS⁴⁷.

La tecnologia HIPPS è stata proposta e testata, presso il Power System Development Facility (PSDF) di Wilsonville (Alabama, USA), da parte di un team costituito da Foster Wheeler Development Corporation, Foster Wheeler Energy Corporation, Bechtel Corporation, University of Tennessee Space Institute e Westinghouse Electric Corporation. I risultati, relativi a un impianto di prova da 300 MW_e, sono stati estremamente incoraggianti, con un'efficienza massima superiore al 47% (valutata sulla base del potere calorifico superiore del combustibile), con emissioni di NO_x e SO_x inferiori a 0,025 kg/GJ e con emissioni di particolato inferiori a 0,0013 kg/GJ (DoE, 1998).

Gli impianti di gassificazione integrati con celle a combustibile

Già da alcuni decenni, parallelamente allo sviluppo tecnologico delle celle a combustibile, sta acquistando sempre maggiore interesse la possibilità di integrazione tra queste⁴⁸ e le tecnologie di gassificazione del carbone, dando luogo alle configurazioni cosiddette IGFC (Integrated Gasification Fuel Cell). Uno schema estremamente semplificato di impianto IGFC è rappresentato nella figura 4.21.

⁴⁷ Fonte: Pettinau et al., 2003; cfr. DoE, 1998.

⁴⁸ Le tecnologie di celle a combustibile che maggiormente si prestano all'integrazione con gli impianti di gassificazione sono rappresentate principalmente dalle celle funzionanti a elevata temperatura, ovvero da quelle a ossidi solidi (SOFC, Solid Oxide Fuel Cell), alimentate con idrogeno prodotto dal syngas, e da quelle a carbonati fusi (MCFC, Molten Carbonate Fuel Cell), che, in molti casi, possono essere alimentate direttamente con il syngas stesso, opportunamente depurato.

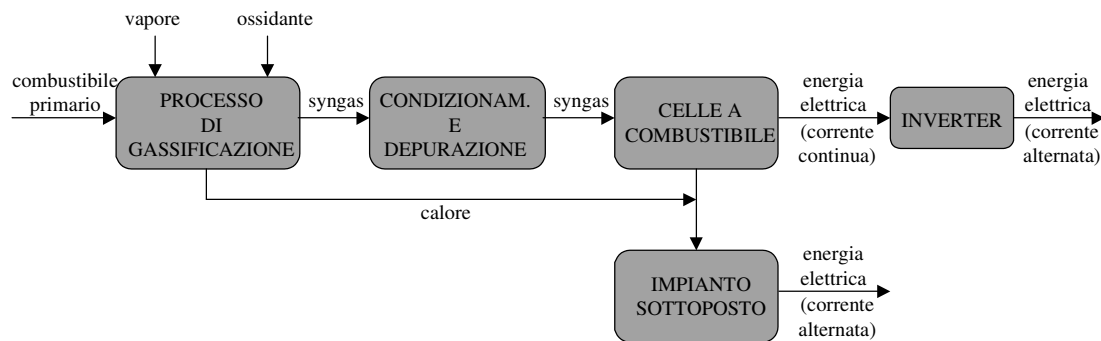


Figura 4.21. Schema concettuale di un impianto IGFC⁴⁹.

Il combustibile primario viene gassificato e il syngas prodotto (o l'idrogeno da esso separato), una volta depurato, viene inviato alle celle a combustibile. Queste producono energia elettrica in corrente continua (che viene convertita in corrente alternata mediante un inverter) e una certa quantità di energia termica che, insieme a quella prodotta nel gassificatore, alimenta un impianto sottoposto (che può essere un impianto a vapore oppure un ciclo combinato).

Un aspetto estremamente importante dei sistemi integrati IGFC riguarda lo sviluppo dei sistemi di depurazione del syngas ad alta temperatura, che consentirebbero di ottimizzare l'impianto integrato ottenendo rendimenti globali estremamente elevati, impensabili da ottenere con impianti di tipo convenzionale.

I principali studi e le sperimentazioni sull'integrazione tra processi di gassificazione e sistemi di celle a combustibile, tra i quali quelli appena presentati, hanno dimostrato la convenienza, da un punto di vista tecnico ed energetico, di tale tipologia di impianti. Tuttavia, allo stato attuale, ci sono ancora notevoli implicazioni di carattere economico che rendono tali processi commercialmente improponibili.

Gli sviluppi tecnologici che si sono registrati negli ultimi anni nel settore delle celle a combustibile, comunque, lasciano prevedere che in un futuro a breve termine il costo di tale tecnologia presenterà un andamento fortemente decrescente, anche grazie a una produzione su larga scala. Questo aspetto, con tutta probabilità, renderà presto competitiva la tecnologia IGFC, soprattutto per impianti di grossa taglia con coefficienti di utilizzazione elevati (copertura dei carichi elettrici di base).

⁴⁹ Fonte: Pettinau et al., 2003.

I cicli combinati a combustione esterna

Gli impianti combinati a combustione esterna (EFCC, Externally Fired Combined Cycle, il cui schema impiantistico è presentato nella figura 4.22), sviluppati a partire dal 1930, hanno raggiunto recentemente (almeno da un punto di vista teorico) dei livelli di efficienza tali da renderli particolarmente interessanti nel settore del carbone e di altri combustibili di bassa qualità. Il carbone viene bruciato all'interno di un combustore e il calore così prodotto viene ceduto, mediante opportuni scambiatori, all'aria compressa nel gruppo turbogas, che viene riscaldata fino a una temperatura dell'ordine dei 1000-1100 °C; l'aria calda espande quindi in turbina e viene successivamente impiegata come comburente nello stesso combustore. I gas, dopo aver attraversato lo scambiatore, vengono inviati al generatore di vapore a recupero (HRSG) di un impianto a vapore sottoposto⁵⁰, dopodiché vengono desolforati, depolverizzati e inviati al camino.

Mediante impianti di questo tipo si possono raggiungere efficienze dell'ordine del 40-45%, con un importante vantaggio costituito dal fatto che la turbina a gas è attraversata solamente da aria compressa, per cui non è soggetta a tutte le problematiche relative all'utilizzo dei gas combusti (Stoddard et al., 1995).

Gli scambiatori di calore, che devono operare a temperature prossime ai 1300 °C, costituiscono il componente critico dell'impianto. In passato, utilizzando materiali metallici, era impossibile raggiungere tali temperature operative (con conseguenti limiti in termini di efficienza globale dell'impianto), fatto che scoraggiò per diversi anni lo sviluppo di tale tecnologia; al giorno d'oggi, invece, la ricerca, rivolta prevalentemente allo sviluppo di materiali ceramici, sta cominciando a dare risultati incoraggianti, nonostante ci siano ancora da risolvere notevoli problemi di carattere costruttivo ed economico (Avanzini, 2002).

⁵⁰ Per piccole applicazioni l'impianto a vapore è assente, per cui si parla di EFGT (Externally Fired Gas Turbine).

5. Principali tecnologie di rimozione dei composti inquinanti

Nel presente capitolo è riportata una breve carrellata delle principali tecnologie di rimozione dei composti inquinanti dai fumi di combustione e dal syngas derivante dai processi di gassificazione. In particolare, sono prese in esame le tecnologie maggiormente impiegate negli impianti di taglia commerciale per la rimozione di polveri, composti dell'azoto e composti dello zolfo (questi ultimi presenti in forma ossidata nei fumi di combustione e in forma ridotta nel syngas).

5.1 RIMOZIONE DEL PARTICOLATO

Relativamente agli impianti di combustione, i principali processi di rimozione del particolato dai fumi sono basati su sistemi di filtrazione a manica e su precipitatori elettrostatici. Inoltre è diffuso l'impiego di cicloni per una prima grossolana depolverazione dei fumi prodotti negli impianti di combustione in letto fluido. D'altra parte, per ciò che riguarda le tecnologie di gassificazione, la rimozione del particolato è effettuata principalmente mediante l'impiego di sistemi di lavaggio a umido (wet scrubbers), in alcuni casi con l'ausilio dei cicloni. Infine, sono in fase di sviluppo tecnologie di filtrazione operanti ad alta temperatura mediante materiali ceramici.

Filtri a maniche

Il sistema di filtraggio maggiormente diffuso nei processi di combustione del carbone è rappresentato dai filtri a manica. L'elemento filtrante è costituito da un lungo condotto cilindrico flessibile (manica o bag), tessuto con fibre naturali o sintetiche. Le maniche sono sospese all'interno di un ampio contenitore metallico (comunemente chiamato bag-house), provvisto di opportuni dispositivi per l'ingresso e l'uscita del gas, per la raccolta delle polveri e per la pulizia degli elementi filtranti, quest'ultima realizzabile mediante differenti sistemi.

In relazione alla portata di gas da trattare, una bag-house può essere composta da diversi compartimenti indipendenti (tipicamente una decina, per un filtro a servizio di un impianto termoelettrico di media taglia), ciascuno alimentato con una porzione del gas da trattare e provvisto dei dispositivi a corredo. Ciascun compartimento può contenere tipicamente tra le 150 e le 400

maniche filtranti, ciascuna caratterizzata da un diametro di circa 100-120 mm⁵² e da una lunghezza fino a 10-12 m. Tali sistemi sono caratterizzati da efficienze di rimozione del particolato molto elevate, tipicamente superiori a 99,0-99,5%, e possono ridurre il contenuto di polveri nei gas fino a valori dell'ordine di 5-30 mg/Nm³.

La separazione delle particelle solide avviene per effetto combinato di quattro meccanismi principali (Cau e Cocco, 2002): l'intercettazione diretta delle particelle solide di dimensioni superiori a quelle dei pori; l'impatto inerziale sulla superficie delle fibre; l'intercettazione per diffusione turbolenta, per la quale le particelle di piccole dimensioni subiscono continui urti da parte delle molecole in moto disordinato, acquistando una componente di velocità normale alla direzione prevalente del flusso; il cosiddetto "effetto torta", che consiste in un aumento di efficienza man mano che le particelle si accumulano sulla superficie filtrante.

I filtri a manica possono essere realizzati impiegando fibre naturali (cotone, lana, etc.) o, più frequentemente, fibre sintetiche (polipropilene, poliestere, teflon, vetro, etc.). La scelta del materiale viene effettuata con riferimento a fattori quali la temperatura operativa, la resistenza delle fibre alle sostanze corrosive presenti nel gas da trattare e il costo. Il fattore chiave per effettuare la scelta sul materiale di realizzazione è senza dubbio rappresentato dalla temperatura operativa, che, nelle applicazioni attuali, non deve essere superiore a 250 °C: tali temperature possono essere tollerate solo da filtri in fibra di vetro, teflon o tefair, mentre i filtri in polipropilene o poliestere possono operare con temperature massime di circa 100-140 °C.

I filtri a manica attualmente in commercio, oltre che per il materiale costituente gli elementi filtranti, differiscono per ciò che riguarda il sistema di rimozione delle particelle depositate sugli elementi stessi. In relazione a tale sistema si può effettuare la seguente classificazione:

1. filtri con scuotimento meccanico (shake/deflate filters), nei quali il gas da trattare fluisce dall'interno verso l'esterno delle maniche, le quali vengono pulite mediante uno scuotimento dell'intelaiatura che le sostiene;
2. filtri con pulizia a flusso d'aria inverso (reverse gas filters), utilizzanti, per la pulizia delle maniche, un flusso d'aria inverso al flusso di gas, ovvero dall'esterno verso l'interno delle maniche;

⁵² Esistono però anche maniche di diametri molto maggiori, fino a 300 mm.

3. filtri con pulizia a getti pulsanti (pulse jet filters), nei quali la filtrazione avviene facendo fluire il gas dall'esterno verso l'interno delle maniche e la pulizia è effettuata mediante opportuni getti d'aria compressa.

Mentre i primi due sistemi necessitano di un'interruzione del flusso di gas da depurare⁵³, il sistema a getti pulsanti può agire con una certa frequenza senza dover necessariamente interrompere il funzionamento.

I filtri a maniche, e in particolare quelli di tipo "pulse jet", sono generalmente operativi in processi con un campo di temperatura compreso tra 120 e 180 °C e a partire dagli anni settanta sono stati utilizzati sempre di più in ambito industriale. In campo termoelettrico queste apparecchiature sono state impiegate in impianti funzionanti a carbone e la scelta rispetto ad altre tecnologie, in particolare rispetto al precipitatore elettrostatico, viene solitamente fatta in funzione del tipo di carbone usato, delle dimensioni dell'impianto, del tipo e della configurazione della caldaia; in pratica le maggiori limitazioni all'impiego dei filtri sono dovute alla natura chimico-fisica delle ceneri da trattare (non devono essere umide o igroscopiche, devono avere scarsa tendenza all'agglomerazione e solidificazione sulle maniche) e alle perdite di carico che possono raggiungere, in alcuni casi, valori molto elevati.

Precipitatori elettrostatici

I precipitatori elettrostatici (ESP, ElectroStatic Precipitators) rappresentano attualmente uno dei sistemi di depolverizzazione più diffusi nel settore degli impianti di generazione elettrica mediante combustione del carbone.

Il principio di funzionamento di un precipitatore elettrostatico è piuttosto semplice ed è basato sulla applicazione di forze di natura elettrica alle particelle da rimuovere, al fine di deviarne la traiettoria rispetto a quella imposta dal moto di trascinamento all'interno della corrente gassosa. L'applicazione di una forza elettrica consente di ottenere una elevata efficienza di rimozione del particolato anche nei confronti delle particelle di piccole dimensioni. Il gas da depolverare viene fatto passare tra due elettrodi (uno positivo, generalmente costituito da una piastra, e uno negativo, costituito da un cavo), ai quali è applicata una differenza di potenziale compresa tipicamente tra 40 e 60 kV. In tal modo si crea un campo elettrico sufficientemente intenso da provocare la ionizzazione del gas. Gli ioni negativi caricano le particelle solide trascinate dal gas, le quali

⁵³ A tale scopo è necessario installare sistemi di filtraggio sovradimensionati e modulari, in maniera tale che, mentre un modulo è fermo per le operazioni di pulizia, gli altri siano in grado di filtrare tutto il gas.

migrano in direzione dell'elettrodo positivo, a contatto con il quale si scaricano e tendono a cadere verso il basso per gravità, per essere raccolte da un'apposita tramoggia situata sul fondo del precipitatore. La velocità del gas all'interno dell'ESP non deve essere troppo elevata al fine di ridurre il rischio di trascinamento delle particelle solide già a contatto con le piastre di raccolta (generalmente la massima velocità accettabile per il gas è di circa 1,0-1,5 m/s). La rimozione delle particelle dalle piastre è favorita da un periodico martellamento delle stesse oppure da un lavaggio continuo o intermittente con acqua (Pettinau et al., 2003).

Nel complesso, i precipitatori elettrostatici raggiungono efficienze di rimozione anche superiori a 99,5%, assicurando concentrazioni finali delle polveri inferiori a 20-30 mg/Nm³. L'efficienza di rimozione dipende essenzialmente dalla superficie delle piastre di raccolta disponibile per unità di portata di gas (generalmente dell'ordine di 150-200 m²), ma anche dalle caratteristiche del particolato e, nella fattispecie, dalla resistività, per la quale esiste un campo ottimale compreso tra 10⁴ e 10¹¹ Ω·cm.

I precipitatori elettrostatici a umido (wet ESP) rappresentano una tecnologia relativamente recente, ma attualmente consolidata, con applicazioni presso diversi comparti industriali. Il sistema con cui le particelle raccolte vengono rimosse dall'elettrodo costituisce la differenza più significativa tra un precipitatore a secco e uno a umido: nel precipitatore a secco le particelle, rimosse per scuotimento delle piastre elettrodiche, si raccolgono nelle tramogge; nel precipitatore a umido il particolato viene invece dilavato dal liquido (generalmente acqua) irrorato sugli elettrodi. L'impiego dei wet ESP è particolarmente indicato quando:

1. il gas deve essere raffreddato per ridurre il volume;
2. il gas ha un elevato tasso di umidità (saturo);
3. il particolato è appiccicoso;
4. il gas è già stato trattato in uno scrubber ma richiede l'ulteriore abbattimento di particelle fini o gas acidi;
5. è richiesta la rimozione di particelle sub-microniche;
6. il gas può dar luogo a esplosione.

Cicloni e multicicloni

I cicloni sono particolari apparecchiature meccaniche sviluppate per la depolverazione di fluidi gassosi. Data la loro semplicità costruttiva e l'ingombro limitato sono utilizzati in una grande

quantità di applicazioni (anche ad alta temperatura), anche se generalmente non sono sufficienti a garantire un'adeguata efficienza di rimozione delle polveri, ragion per cui sono spesso utilizzati in combinazione con altri sistemi maggiormente efficienti.

Il ciclone è realizzato in maniera tale che il gas entrante compia un percorso a spirale e che quindi la forza centrifuga alla quale sono soggette le particelle solide ne favorisca la separazione. Le polveri vengono raccolte in una tramoggia situata subito al di sotto del ciclone, mentre il gas fuoriesce dall'alto attraverso un condotto centrale (coassiale con il corpo del ciclone stesso).

I meccanismi attraverso i quali avviene la rimozione del particolato sono fondamentalmente due. Anzitutto le particelle di dimensioni maggiori si separano dal flusso gassoso per inerzia. Parallelamente le forze di adesione superficiale possedute dalle particelle fuse o altamente viscoso favoriscono l'agglomerazione delle polveri di minori dimensioni e fanno sì che le particelle già separate aderiscano alla superficie interna del ciclone, in maniera tale da non essere trascinate nuovamente dal flusso. Le efficienze di rimozione risultano dunque tanto più elevate quanto maggiore è la densità delle particelle solide e quanto maggiori sono le forze superficiali tra le stesse (Pettinau et al., 2003).

Poiché il rendimento di un ciclone è tanto maggiore quanto minori sono le sue dimensioni, in diverse applicazioni si impiegano i cosiddetti multicicloni, batterie di piccoli cicloni disposti in parallelo tra loro (Cau e Cocco, 2002).

Wet scrubbers

I sistemi di lavaggio maggiormente utilizzati nei processi di produzione di energia elettrica da carbone e, in particolare, nei processi di gassificazione, sono i cosiddetti Venturi wet scrubbers, il cui componente fondamentale è un condotto convergente-divergente attraverso il quale viene fatto passare il gas da depurare insieme con acqua opportunamente nebulizzata. In corrispondenza della sezione di gola del condotto, in virtù delle alte velocità, si ottiene una completa atomizzazione dell'acqua e il contatto tra questa e il gas conduce all'inglobamento delle particelle solide all'interno delle goccioline. Queste, attraversando il condotto divergente, tendono ad aggregarsi formando gocce di dimensioni maggiori, che vengono successivamente separate per via centrifuga (con l'ausilio di appositi filtri) all'interno di una camera circolare a immissione tangenziale, il cui funzionamento è di fatto analogo a quello dei cicloni (Pettinau et al., 2003; Klingspor e Vernon, 1988).

In alcune applicazioni vengono impiegati scrubber più semplici, costituiti da torri di lavaggio in cui il gas viene lavato in controcorrente o in equicorrente mediante getti di acqua nebulizzata.

Nel caso di gas acidi, aerosols adesivi su superfici solide, esplosivi o comunque aggressivi, il wet scrubber costituisce il metodo elettivo di separazione con un consumo specifico di energia accettabile. Nei casi però in cui il wet scrubber debba avere una buona efficienza di separazione estesa a dimensioni particellari inferiori a 0,1 μm , risultano impiegabili solo le unità ad alto consumo di energia.

Filtri ceramici

Uno dei principali settori di sviluppo dei sistemi di depolverizzazione riguarda il settore dei filtri funzionanti ad alta temperatura. A tale scopo sono stati sviluppati diversi sistemi di filtraggio, impieganti materiali ceramici, capaci di operare a temperature piuttosto elevate.

Nei filtri ceramici a candela (figura 5.1) l'elemento attivo è costituito da un cilindro cavo in materiale poroso. La struttura è ottenuta utilizzando materiali ceramici o metallici in granuli o fibre cilindriche. In generale gli elementi filtranti hanno un diametro di circa 60 mm, uno spessore di 10-20 mm e una lunghezza complessiva compresa tra 1,0 e 1,5 m. Ciascun cilindro è chiuso da una parte, mentre dall'altra viene collegato mediante flange a una piastra metallica forata, insieme ad altri elementi dello stesso tipo (esattamente come nel caso dei filtri a manica). Il gas attraversa gli elementi filtranti dall'esterno verso l'interno e le particelle, che si depositano sulla superficie esterna di ciascun elemento, vengono rimosse periodicamente mediante opportuni getti d'aria in pressione. Sistemi di questo tipo possono operare una efficiente depolverazione anche a temperature dell'ordine di 850-950°C.

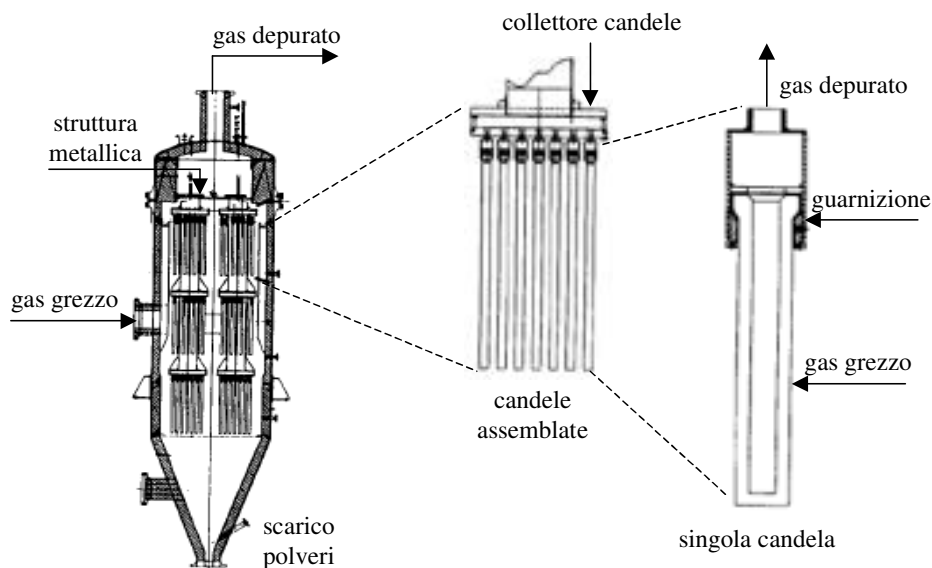


Figura 5.1. Schema dei filtri ceramici a candela Westinghouse⁵⁴.

I filtri ceramici “cross-flow”, sviluppati in origine dalla Westinghouse Electric Corporation, sono costituiti da una serie di sottili lastre di materiale ceramico poroso⁵⁵ dotate di un certo numero di nervature parallele; tali lastre vengono sovrapposte dando luogo alla formazione di due serie di canali di flusso orientate in direzione perpendicolare tra loro. Generalmente un tipico modulo industriale può essere formato da oltre trenta lastre e ha dimensioni 300x300x100 mm. I gas da depurare entrano attraverso i canali aperti su due lati opposti del filtro, mentre i canali disposti trasversalmente a questi sono dotati di una sola estremità aperta, in maniera tale che i gas possano fuoriuscire dai canali trasversali solamente attraversando la parete porosa che separa i canali stessi. Tale parete, chiaramente, non può essere attraversata dalle particelle solide, che si depositano all'interno dei canali, dai quali vengono rimosse periodicamente mediante opportuni getti d'aria in pressione.

I filtri a letto granulare, sviluppati a partire dai primi anni '80 per operare una depurazione dei gas prodotti in impianti PFBC, operano la rimozione delle particelle attraverso un letto filtrante costituito da granuli di specifiche sabbie silicee aventi dimensioni superiori di circa uno o due ordini di grandezza rispetto alle dimensioni delle particelle da filtrare. Tali sistemi possono essere suddivisi in due categorie principali: i filtri a letto fisso (o mobile), nei quali il materiale filtrante è poggiato su una griglia, e i filtri a letto fluido, nei quali i granuli vengono mantenuti in sospensione

⁵⁴ Fonte: Lippert et al., 1998.

⁵⁵ Il filtro è tipicamente realizzato in allumina, mullite o cordelite (magnesio alluminosilicato).

dalla corrente gassosa; in quest'ultimo caso è possibile operare la pulitura dei grani in maniera continua, rimuovendoli mediante sistemi di tramogge per poi depurarli e reimmetterli nel sistema (Pettinau et al., 2003).

5.2 RIMOZIONE DEGLI OSSIDI DI AZOTO DAI FUMI DI COMBUSTIONE

Per il controllo delle emissioni di NO_x, sia negli impianti di combustione del carbone sia nelle turbine a gas degli impianti IGCC, sono impiegate anzitutto misure primarie volte a limitare la formazione di tali inquinanti durante il processo di combustione. Mentre nelle applicazioni IGCC tali misure consentono una forte riduzione delle emissioni di NO_x, negli impianti convenzionali di combustione del carbone esse consentono in genere una riduzione dell'ordine del 50%, che risulta essere insufficiente a garantire il rispetto dei limiti normativi. Pertanto tali tecnologie sono quasi sempre accompagnate da sistemi di rimozione degli NO_x dai fumi, basati sulla riduzione selettiva catalitica (SCR, selective catalytic reduction) o non catalitica (SNCR, selective non catalytic reduction).

Riduzione della formazione degli NO_x

Durante la combustione, gli ossidi di azoto (NO ed NO₂) vengono prodotti principalmente per ossidazione dell'azoto presente nell'aria comburente (thermal NO_x) e, secondariamente, nel combustibile stesso (fuel NO_x). Tale processo di formazione è favorito dalle alte temperature e dalla elevata disponibilità di azoto e ossigeno. Per tale motivo, negli impianti a vapore i sistemi di controllo degli NO_x agiscono prevalentemente attraverso la riduzione della temperatura di combustione e del tempo di residenza, nonché su opportune modifiche del rapporto aria-combustibile. Gli interventi più frequentemente operati per il controllo della produzione degli NO_x nei generatori di vapore, sia esistenti che di nuova costruzione, comprendono essenzialmente il controllo e la regolazione dei parametri della combustione, la combustione a stadi con frazionamento dell'aria (staged combustion), la combustione a stadi con frazionamento del combustibile (reburning) e la ricircolazione dei gas combusti (flue gas recirculation).

Il primo e fondamentale accorgimento per limitare le emissioni di NO_x è in ogni caso rappresentato da un efficace e puntuale controllo del processo di combustione. In tal senso, il parametro più importante è sicuramente il rapporto aria/combustibile, che dovrebbe essere ridotto il più possibile, compatibilmente con le esigenze di stabilità del processo di combustione e di

limitazione della produzione di incombusti (principalmente CO e HC). Generalmente, le condizioni ottimali si riscontrano con eccessi d'aria del 15-20% rispetto al valore stechiometrico.

La combustione a stadi con frazionamento dell'aria viene effettuata in differenti parti della caldaia oppure direttamente in prossimità dei cosiddetti low-NOx burners, bruciatori appositamente sviluppati per ridurre al massimo la produzione di NOx. In entrambi i casi, si possono individuare tre differenti zone di combustione:

1. zona di combustione primaria, in cui il combustibile si ossida a elevate temperature e in condizioni quasi stechiometriche (con un leggero eccesso di ossigeno);
2. zona di combustione secondaria, in cui il combustibile brucia in difetto d'aria (con un rapporto aria/combustibile tipicamente pari all'85-95% di quello stechiometrico) producendo radicali idrocarburici che reagiscono con l'NO trasformandolo in azoto molecolare e in piccole quantità di ammoniacca;
3. zona di combustione terziaria, caratterizzata da un notevole eccesso di ossigeno e da basse temperature operative, e spesso supportata da un combustibile secondario (generalmente gas naturale) caratterizzato, preferibilmente, da un basso tenore di azoto (per limitare la produzione dei fuel NOx) e da facilità di ignizione.

Il ricircolo di una parte dei gas combusti realizza una diluizione in camera di combustione, senza aumentare la disponibilità di ossigeno, riducendo la temperatura di fiamma, pur mantenendo costante la velocità dei gas nelle diverse sezioni del generatore di vapore.

Riduzione selettiva catalitica

I processi di riduzione selettiva catalitica (SCR, selective catalytic reduction) consistono nell'iniezione di ammoniacca nei gas combusti che, in presenza di ossigeno e di un opportuno catalizzatore, reagisce con gli NOx producendo azoto molecolare e acqua secondo diverse e complesse reazioni. Ai fini dell'efficacia del processo di denitrificazione è estremamente importante la regolazione della temperatura operativa, il cui valore ottimale è compreso tipicamente tra 300 e 400 °C in relazione al tipo di catalizzatore utilizzato, e del rapporto NH₃/NOx, circa pari a uno. L'aumento di tale rapporto consente di ottenere maggiori percentuali di conversione degli NOx, anche se in questo modo si incrementa la quantità di ammoniacca residua presente nei fumi (fenomeno noto con il nome di "ammonia-slip"). Tale residuo di ammoniacca deve essere limitato a valori inferiori a circa 1-5 ppm al fine di evitare reazioni secondarie con l'SO₃, con la conseguente

formazione di prodotti indesiderati e dannosi quali il solfato di ammonio $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ e il bisolfato di ammonio $(\text{NH}_4\text{HSO}_4)$. Il problema dell'ammonia-slip è molto sentito soprattutto nei generatori di vapore alimentati con carboni ad alto tenore di zolfo, per i quali l'elevata presenza di SO_x nei fumi comporta una significativa produzione di solfato e bisolfato di ammonio con notevoli problemi di corrosione e sporcamiento delle apparecchiature a valle del sistema SCR.

I processi SCR rappresentano la tecnologia attualmente più utilizzata nel campo della denitrificazione dei fumi prodotti dai generatori di vapore e dai sistemi di combustione in genere. Tali processi sono in grado di rimuovere fino al 90% degli NO_x originariamente presenti nei fumi (anche se i valori medi sono di circa il 75-85%), assicurando concentrazioni finali allo scarico anche inferiori a 100 mg/Nm^3 . Dovendo operare a temperature di circa 350-400 °C, negli impianti a vapore il sistema SCR è tipicamente situato tra l'economizzatore e il preriscaldatore d'aria, preferibilmente preceduto da un precipitatore elettrostatico operante ad alta temperatura per la rimozione del particolato, al fine di evitare problemi di intasamento e di degrado del catalizzatore. Il sistema SCR può anche essere localizzato a valle dei sistemi di rimozione dei composti dello zolfo, immediatamente a monte del camino. In questo caso, tuttavia, la necessità di riscaldare i gas combusti fino alle temperature richieste dal processo SCR comporta maggiori consumi energetici. Il vantaggio di tale soluzione rispetto alle prime due è legato all'assenza di polveri e di SO_2 nei fumi, nonché alle minori difficoltà di installazione nel caso di retrofit di impianti esistenti.

Riduzione selettiva non catalitica

Nei processi di riduzione selettiva non catalitica (SNCR, selective non catalytic reduction), la rimozione degli NO_x presenti nei prodotti della combustione avviene sempre mediante l'iniezione di opportuni reagenti chimici, ma senza il ricorso ai catalizzatori. I reagenti, tipicamente ammoniacca (NH_3) o urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$), vengono iniettati all'interno del generatore di vapore dove, a temperature relativamente elevate, reagiscono con gli ossidi di azoto formando azoto molecolare e acqua, secondo reazioni che nel complesso sono simili a quelle che avvengono nei processi SCR. Tuttavia, i processi SNCR sono caratterizzati, rispetto ai processi SCR, da minori efficienze di rimozione degli NO_x (circa il 30-50%) e da un maggiore consumo di reagenti; d'altra parte presentano il vantaggio di non richiedere l'impiego di un reattore dedicato e dei relativi catalizzatori, generalmente piuttosto costosi.

Anche nei processi SNCR le reazioni di riduzione degli NO_x avvengono efficacemente solo all'interno di un determinato intervallo di temperatura che dipende dal reagente utilizzato e, in minor misura, dalla composizione dei gas trattati. Per i reagenti più comunemente impiegati la massima efficienza di conversione si ha in corrispondenza di temperature operative di circa 900-1100 °C. Risulta pertanto di fondamentale importanza la corretta localizzazione dei punti di introduzione dei reagenti all'interno del generatore di vapore. Di solito sono previsti più punti di immissione, a monte e a valle dei surriscaldatori e dei risurriscaldatori, in maniera tale da poter sempre introdurre i reagenti stessi alla giusta temperatura anche al variare del carico della caldaia.

Analogamente ai sistemi SCR, anche nel caso dei processi SNCR è necessario ridurre al minimo il fenomeno dell'ammonia-slip al fine di evitare un eccessivo consumo di reagente e soprattutto la formazione di bisolfato di ammonio per reazione con l'SO₃, sempre presente nel caso di impiego di combustibili contenenti zolfo. Inoltre, i processi SNCR possono produrre piccole quantità di N₂O che, come noto, è un gas serra.

5.3 RIMOZIONE DEGLI OSSIDI DI ZOLFO DAI FUMI DI COMBUSTIONE

La rimozione dei composti dello zolfo dai fumi di combustione può essere effettuata sia in situ, immettendo appositi sorbenti direttamente in caldaia (come avviene comunemente nei processi a letto fluido), sia operando a valle della sezione di combustione.

Processi di desolforazione in situ

La desolforazione interna al combustore è impiegata comunemente, come anticipato, nei processi di combustione in letto fluido. All'interno del letto, insieme al combustibile macinato e al materiale inerte, viene immesso del materiale calcareo polverizzato che dà origine a reazioni di calcinazione, con la formazione di CaO. Quest'ultimo reagisce a sua volta con gli ossidi di zolfo che si formano nel letto, dando luogo alla formazione di CaSO₄ (gesso), che viene rimosso insieme alle ceneri.

Flue gas desulphurization

Fra tutti i processi di desolforazione dei fumi (FGD, Flue Gas Desulphurization) sviluppati negli ultimi decenni, quelli che hanno trovato un effettivo impiego su scala industriale sono principalmente i seguenti (Cau e Cocco, 2002):

- processi a umido (wet scrubbers);
- processi a semi-secco (spray-dry scrubbers);
- processi a secco (dry scrubbers);
- processi rigenerabili.

Nel presente paragrafo si farà principalmente riferimento ai primi, di gran lunga quelli maggiormente impiegati nelle applicazioni commerciali.

La maggior parte dei processi FGD a umido utilizza come sorbente calce o calcare e produce gesso (tipicamente di qualità commerciale) come sottoprodotto. In tal caso, la sezione fondamentale dell'impianto FGD è la torre di assorbimento, all'interno della quale i gas combusti vengono messi a contatto con una soluzione acquosa, contenente il sorbente, nebulizzata e circolante in controcorrente o in equicorrente rispetto al gas da desolfurare. Tale soluzione viene continuamente ricircolata⁵⁶ e reintegrata con nuovo sorbente, in maniera tale da sopperire al consumo legato alle reazioni di desolforazione⁵⁷. La parte superiore dell'assorbitore è dotata di un sistema di deumidificazione del gas desolfurato, che si trova dunque in condizioni di saturazione adiabatica (a una temperatura compresa tra 50 e 70 °C) e che dev'essere dunque riscaldato prima di essere immesso in atmosfera.

La reazione dei sorbenti con l'acqua e con gli ossidi di zolfo dà luogo alla formazione di solfito di calcio idrato e di altri composti secondari, che vengono inertizzati all'interno di un ossidatore, nel quale si ha la produzione di gesso (solfato di calcio idrato). In molti impianti tale reazione viene effettuata direttamente all'interno dell'assorbitore.

In alcuni impianti termoelettrici, principalmente in quelli di concezione piuttosto vecchia, il sistema di depurazione del gas comprende un pre-scrubber, dedicato prevalentemente alla rimozione del particolato, seguito da un assorbitore e da un ossidatore separati (figura 5.2). La tendenza attuale è quella di integrare tutto il sistema di depurazione in un unico componente, depolverando il gas in una torre di lavaggio operante con una soluzione di acqua e sorbente.

⁵⁶ In genere si opera con una quantità di sorbente anche 30-50 volte superiore rispetto al valore stechiometrico.

⁵⁷ La quantità di miscela acqua-sorbente (con una concentrazione di solidi di circa il 10%) immessa nell'assorbitore è dell'ordine di 5-8 dm³ per ogni metro cubo di gas da trattare.

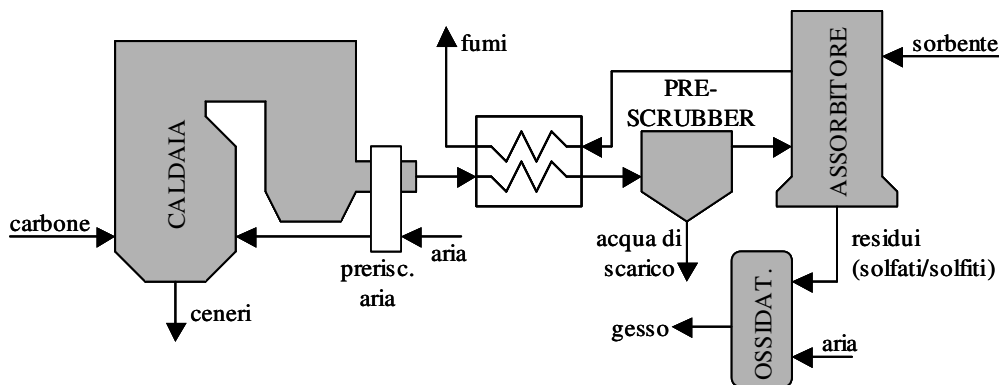


Figura 5.2. Schema concettuale di un sistema FGD a umido⁵⁸.

Come anticipato, oltre ai sistemi FGD a umido, sono state sviluppate altre tre tipologie di processi, utilizzate quasi esclusivamente nel campo degli impianti a vapore.

I sistemi a semi-secco (spray-dry scrubbers) utilizzano come sorbente ossido di calcio, miscelato con acqua⁵⁹ e nebulizzato all'interno dell'assorbitore; essi presentano efficienze di rimozione comprese generalmente tra il 70 e il 95%, ma che possono in alcuni casi raggiungere anche il 98%⁶⁰. I residui prodotti da tali processi sono costituiti da una miscela secca di solfito, solfato e carbonato di calcio, da fly-ash e calce, miscela che viene separata dal gas mediante un precipitatore elettrostatico.

I processi a secco (dry scrubbers) si basano su reazioni gas/solido tra gli ossidi di zolfo e sorbenti a base di calcio e sodio, iniettati direttamente nel generatore di vapore in corrispondenza dei surriscaldatori o dei risurriscaldatori. Tale tecnologia, estremamente semplice e poco costosa, è però caratterizzata da efficienze di rimozione piuttosto basse, comprese generalmente tra il 50 e il 70%. I prodotti di tali reazioni, allo stato solido, vengono rimossi insieme al particolato presente nel gas, ma presentano notevoli problemi di smaltimento per via della presenza di calce non reagita.

I processi rigenerabili, infine, utilizzano sorbenti che vengono rigenerati per via chimica o termica e utilizzati più volte. In tal caso lo zolfo viene recuperato sotto forma di prodotti commercializzabili, come zolfo elementare o acido solforico. Dal punto di vista concettuale i

⁵⁸ Fonte: Cau e Cocco, 2002.

⁵⁹ La miscela da luogo a uno slurry di idrossido di calcio (detto anche calce spenta o latte di calce) caratterizzato da una concentrazione di solidi del 30-40% in massa.

⁶⁰ Il consumo energetico è generalmente compreso tra lo 0,5 e l'1,0% della potenza elettrica complessivamente prodotta dall'impianto, mentre la disponibilità è dell'ordine del 97-98%.

processi rigenerabili sono del tutto simili a quelli utilizzati nei processi di gassificazione per la rimozione dei composti solforati.

5.4 PROCESSI SNOXTM

Il processo SNOXTM (commercializzato dalla Haldor Topsøe) è una tecnologia innovativa che rimuove gli ossidi di azoto e di zolfo dai gas di combustione permettendo il recupero dell'SO₂ come acido solforico concentrato, di elevato valore commerciale, e la riduzione di NO_x ad azoto elementare. Il processo è basato interamente su reazioni catalitiche e non consuma né acqua né materie prime o composti chimici (fatta eccezione per una modesta quantità di ammoniaca). Peraltro l'efficace funzionamento di tale sistema richiede una profonda depolverazione dei fumi, fino a concentrazioni delle polveri dell'ordine di 5 mg/Nm³ nei gas da trattare.

Nel suo complesso, un processo SNOXTM si compone di un processo di tipo SCR a iniezione di ammoniaca integrato con un processo catalitico di conversione della SO₂ in acido solforico⁶¹. Esso consente una conversione degli ossidi di azoto del 97% (l'alto grado di riduzione è ottenuto attraverso l'uso di un piccolo eccesso di ammoniaca rispetto agli NO_x) ed efficienze di rimozione degli SO_x superiori al 98%.

⁶¹ In particolare, l'SO₂ viene anzitutto ossidato cataliticamente in SO₃, il quale si fa successivamente reagire con acqua (in un apposito scrubber) dando luogo alla formazione di acido solforico (H₂SO₄).



Figura 5.3. Impianto SNOXTM da $1,2 \cdot 10^6$ Nm³/h presso la raffineria di Gela⁶².

I costi di investimento per un impianto SNOXTM sono dello stesso ordine di grandezza di quelli relativi a impianti convenzionali che associano wet scrubbers FGD con DeNOx-SCR (Notaro, 2001). Tuttavia i costi di esercizio dei wet scrubbers sono più elevati e aumentano significativamente al crescere del tenore di zolfo nel combustibile. Nel processo SNOX, al contrario, i costi di gestione e manutenzione diminuiscono con l'aumentare del contenuto di zolfo.

Altri vantaggi ottenibili dall'uso del processo SNOXTM rispetto ai sistemi convenzionali possono essere così riassunti:

- si possono trattare correnti contenenti composti solforati anche diversi da SO₂ ed SO₃ quali H₂S, COS e altri composti organici e incombusti in generale;
- il processo è caratterizzato da una efficienza termica più elevata rispetto ai processi convenzionali, grazie al recupero del calore di formazione dell'H₂SO₄;
- l'ammoniaca residua della denitrificazione e la maggior parte dei residui organici carboniosi della combustione sono ossidati completamente e formano composti non nocivi;
- il processo di denitrificazione richiede un volume inferiore di catalizzatore rispetto ai processi SCR;

⁶² Fonte: Schoubye e Jensen, 2007.

- i costi di manutenzione e gestione decrescono al crescere del tenore di zolfo nel combustibile.

5.2 RIMOZIONE DEI COMPOSTI SOLFORATI DAL SYNGAS DERIVANTE DAI PROCESSI DI GASSIFICAZIONE

In generale, i processi di desolforazione del syngas possono essere suddivisi in due categorie: desolforazione in situ, in cui i composti solforati vengono rimossi mediante un intervento diretto nel gassificatore, e la desolforazione operata sul syngas a valle del gassificatore stesso.

Nella maggior parte degli impianti di gassificazione attualmente operativi⁶³, la rimozione dei composti dello zolfo presenti nel syngas, principalmente H₂S e COS, avviene impiegando specifici processi di desolforazione, operanti a bassa temperatura ed elevata pressione, che fanno uso di solventi in grado di rimuovere selettivamente i composti indesiderati.

Una interessante e valida alternativa ai processi tradizionali a umido sopra indicati è rappresentata dall'uso di tecnologie di depurazione ad alta temperatura, attualmente in fase di sviluppo avanzato. Il processo ha luogo in condizioni di temperatura e di pressione che corrispondono o sono molto vicine a quelle del syngas all'uscita del gassificatore. L'uso di tale tecnologia consente, in molte applicazioni, di aumentare generalmente il rendimento globale dell'impianto, ridurne la complessità e ridurne il costo.

Processi di desolforazione in situ

Analogamente a quanto visto per contrastare la formazione di composti dello zolfo in forma ossidata, la desolforazione interna al gassificatore viene effettuata mediante l'introduzione, all'interno dello stesso, di sorbenti a base di calcio o di calcio-magnesio. In particolare, i più utilizzati sono il calcare (CaCO₃) e la dolomite (CaCO₃-MgCO₃), estremamente abbondanti in natura e pertanto abbastanza economici. Il solfuro di calcio (CaS), prodotto attraverso le reazioni di desolforazione, è un sale in forma ridotta, che viene scaricato insieme alle ceneri; queste ultime, dunque, comportano notevoli problemi di smaltimento, dato che risultano pericolose dal punto di vista ambientale. Pertanto è necessario prevedere un trattamento che converta tale sostanza in CaSO₄. Allo stato attuale la gassificazione *in situ* può essere adoperata solamente nell'ambito dei

⁶³ Fanno eccezione alcune tecnologie di gassificazione in letto fluido.

gassificatori a letto fluido. Inoltre, date le basse efficienze di rimozione (80-90%), essa deve essere comunque accoppiata a un sistema esterno di rimozione dei composti solforati dal syngas.

Processi di desolforazione a freddo mediante solventi rigenerabili

I processi che operano la desolforazione a bassa temperatura attraverso l'utilizzo di solventi, sono di tipo rigenerativo e prevedono uno schema funzionale riconducibile a quello riportato in figura 5.4.

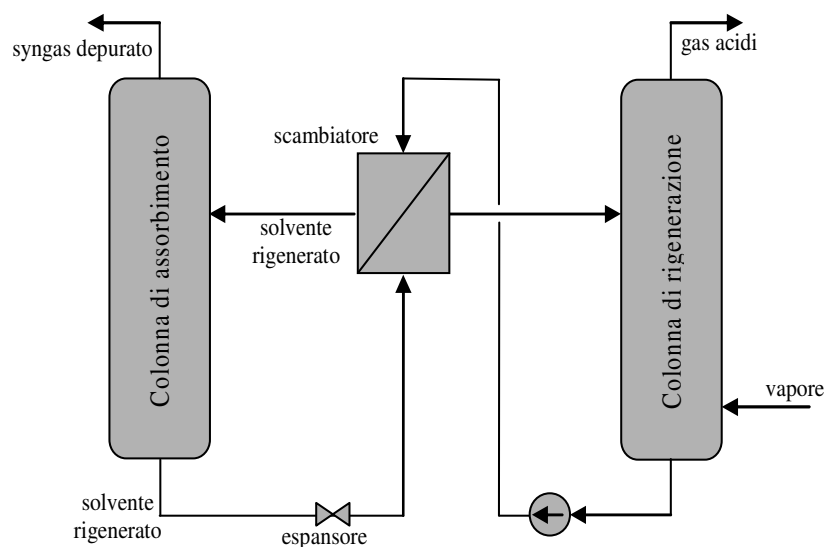


Figura 5.4. Schema semplificato della sezione di desolforazione a umido⁶⁴

La fase di assorbimento dei composti da abbattere avviene all'interno di una colonna a piatti o a riempimento, dove il solvente entra in contatto con il gas da trattare. Il gas depurato esce dalla testa della colonna e viene inviato alla successiva sezione di trattamento, mentre il solvente saturo viene dapprima depressurizzato e riscaldato e in seguito rigenerato all'interno di una apposita colonna, per poi essere ricircolato all'assorbitore, mentre i composti gassosi estratti dalla colonna di rigenerazione vengono inviati a una specifica sezione di trattamento.

In relazione al tipo di interazione fra solvente e composto da rimuovere, i processi di desolforazione a umido sono classificati in:

⁶⁴ Fonte: Cau e Cocco, 2002.

- processi fisici, in cui l'interazione tra il solvente e i composti dello zolfo è esclusivamente di natura fisica (tra questi si possono citare, a titolo di esempio, i processi Rectisol, Purisol e Selexol);
- processi chimici, in cui il solvente, generalmente a base di ammine, reagisce con i composti da rimuovere formando altri composti o insiemi di composti instabili;
- processi misti, che utilizzano opportune miscele di solventi chimici e fisici (quali, ad esempio, il processo Sulfinol).

I processi di assorbimento fisico dei gas acidi utilizzano solventi organici caratterizzati da un'elevata capacità di assorbimento nei confronti dell'idrogeno solforato. Tra i processi fisici maggiormente utilizzati nell'ambito degli impianti di gassificazione è necessario citare il processo Rectisol, il processo Purisol e il processo Selexol.



Figura 5.5. Processo Rectisol® presso un impianto di gassificazione in Giappone⁶⁵

Il processo Rectisol utilizza come solvente il metanolo, opera a pressioni elevate (tipicamente 2,2 MPa) e a temperature molto basse, comprese generalmente tra -73 e -18 °C, ed è caratterizzato

⁶⁵ Fonte: Linde website www.linde-le.de, giugno 2011.

da elevate efficienze di rimozione dei composti dello zolfo (dell'ordine del 99%). Le condizioni operative particolarmente dure costituiscono il punto critico del processo Rectisol, a causa dei notevoli costi di gestione necessari. Il processo Purisol utilizza come solvente l'NMP (N-metil-2-pirrolidone) e garantisce efficienze di rimozione dell'ordine del 99% operando a temperature prossime a quella ambiente. Il processo Selexol utilizza come solvente una soluzione acquosa diluita di DMPEG (dimetiletere glicolpolietilenico), notevolmente selettivo nei confronti dei composti dello zolfo. Il processo Selexol è caratterizzato da costi operativi piuttosto elevati, da efficienze di rimozione dell'H₂S dell'ordine del 97% e dalla capacità di rimuovere contemporaneamente circa il 10% della CO₂ contenuta nel syngas. Nella tabella 6.1 sono riportate le principali caratteristiche dei tre processi di desolforazione sopra menzionati.

	<i>Rectisol</i>	<i>Purisol</i>	<i>Selexol</i>
Efficienze tipiche di rimozione dell'H ₂ S	>99%	99%	97%
Temperatura operativa [°C]	-73 - -18	4 - 43	-7 - 71
Pressione operativa [MPa]	2,2 - 14	3,2 - 8,4	3,5 - 9,8
Solvente	metanolo	NMP	DMPEG

Tabella 6.1. Principali processi di assorbimento fisico di composti solforati e loro parametri operativi⁶⁶.

Nei processi di tipo fisico la fase di rigenerazione del solvente viene attuata attraverso una semplice riduzione della pressione (pressure-swing), con il vantaggio di ottenere costi operativi relativamente contenuti.

I processi chimici si differenziano per l'uso di solventi a base di soluzioni acquose di ammine, principalmente MEA (monoetanolamina), DEA (dietiletanolamina) e MDEA (metildietanolamina), e sali alcalini. Tali solventi reagiscono con i composti da rimuovere dando origine ad altri composti che poi si scindono in fase di rigenerazione. Nella fase di assorbimento le temperature sono in genere dell'ordine dei 25-50 °C e la pressione è piuttosto bassa, mentre la fase di rigenerazione del solvente opera a temperature dell'ordine dei 120 °C (in genere con utilizzo di vapore) e dunque con la richiesta di un significativo apporto termico. L'efficienza di rimozione dei composti dello zolfo, in tali processi, raggiunge il 99%.

⁶⁶ Fonte: Suppp, 1990.

Esiste inoltre una classe di processi di desolforazione di tipo misto, in cui vengono utilizzate come solventi miscele di composti che operano un assorbimento sia di tipo fisico, sia di tipo chimico. Il vantaggio principale dell'utilizzo di solventi misti consiste nell'ottenimento di efficienze di rimozione estremamente elevate (spesso superiori al 99%) con costi relativamente contenuti. Tra questa tipologia di processi è importante menzionare i processi Sulfinol, Amisol e Stretford. Il processo di desolforazione Sulfinol utilizza come solvente una miscela di sulfolane (solvente fisico) e di MDEA o DIPA – diisopropanolammina – (entrambi di tipo chimico), spesso in soluzione acquosa. In tal modo si riesce a ottenere contenuti residui di zolfo inferiori a 0,5 ppm. Il processo Amisol, tipicamente un'evoluzione del processo Rectisol, utilizza una miscela di metanolo e di un altro solvente di tipo chimico (generalmente DEA o MEA). Il processo Amisol è in grado di depurare il gas fino a concentrazioni residue dei composti dello zolfo inferiori a 0,1 ppm, operando tra l'altro con pressioni relativamente basse (comprese tra 1,0 e 1,5 MPa) e alla temperatura ambiente. Il processo Stretford opera esclusivamente una rimozione dell'idrogeno solforato, utilizzando un solvente acquoso a base di carbonato di sodio e vanadio che consente una conversione diretta dell' H_2S in zolfo elementare. Mediante il processo Stretford è possibile ottenere, nei gas depurati, concentrazioni residue di zolfo inferiori a 1 ppm (Supp, 1990).

Poiché tutti i processi citati rimuovono con maggior facilità l'idrogeno solforato piuttosto che il COS (solfuro di carbonile), quando quest'ultimo è presente in concentrazioni rilevanti è opportuno introdurre, a monte del processo, uno stadio di conversione (idrolisi o, più raramente, idrogenazione) catalitica del COS in H_2S .

Processi di adsorbimento a caldo su ossidi metallici

La depurazione del syngas ad alta temperatura si propone come valida e attraente alternativa al tradizionale processo di depurazione per via umida. Il procedimento consiste nella rimozione di composti solforati a condizioni di temperatura e pressione che corrispondono a quelle all'uscita del gassificatore e/o all'entrata del successivo processo di utilizzazione del syngas.

L'interesse suscitato da tali processi si giustifica con l'aumento dell'efficienza globale dell'impianto, dal momento che riduce o elimina la necessità di raffreddamento del gas proveniente dalla gassificazione. Oltre ai vantaggi di carattere energetico, si semplifica l'impianto, eliminando la necessità di complessi scambiatori di calore e del trattamento dei condensati.

La desolforazione ad alta temperatura è basata sull'adsorbimento su composti solidi, prevalentemente ossidi metallici, data la loro affinità con H_2S e la capacità di formare solfuri stabili. Tali ossidi costituiscono l'elemento attivo degli adsorbenti solidi: durante il processo di desolforazione, in condizioni riducenti, questi solidi adsorbono il solfuro di idrogeno e gli ossidi si convertono in solfuri metallici. I sorbenti utilizzati possono essere costituiti da ossidi di un singolo metallo (Fe, Zn, Mn, Cu, Ni, etc.), da combinazioni di ossidi differenti, e da combinazioni di ossido e inerte, accomunati dalla caratteristica di depurare la corrente trattata fino a tracce del composto solforato, rendendo il processo di adsorbimento ideale per trattare le soluzioni particolarmente diluite.

Il processo di desolforazione è composto da due fasi cicliche: la desolforazione propriamente detta e la successiva rigenerazione del sorbente esausto, che può avvenire in corrente di aria, ossigeno o vapore.

Negli anni passati, diversi studi suggerivano come ottimale l'impiego di ossidi metallici operanti a temperature al di sopra dei $600\text{ }^\circ\text{C}$, in relazione al fatto che il trattamento ad alte temperature apporta un beneficio in termini di efficienza termica del ciclo globale. Tuttavia pochi ossidi metallici sono capaci di ridurre al di sotto dei limiti richiesti il contenuto di H_2S nel syngas, quando si operi in condizioni di alta temperatura per lunghi periodi di tempo. Come risultato, la scelta era basata su un numero limitato di ossidi metallici ed era dettata principalmente da considerazioni di equilibrio termodinamico. Recentemente si è volta l'attenzione anche verso sorbenti operanti a temperature inferiori, poiché si è dimostrato che le perdite in efficienza termica incontrate riducendo la temperatura operativa nel range $350\text{-}550\text{ }^\circ\text{C}$, sono relativamente piccole. Aumentando il possibile intervallo termico di lavoro si può, di conseguenza, effettuare una scelta più ampia tra un maggiore numero di sorbenti.

A titolo riepilogativo, la tabella 6.2 riporta le condizioni operative tipiche dei principali sorbenti impiegati per la desolforazione a caldo del syngas.

<i>Materiale sorbente</i>	<i>T desolfurazione [°C]</i>	<i>T rigenerazione [°C]</i>	<i>Sorbente utilizzato [%]</i>	<i>H₂S in uscita [ppmv]</i>
ossido di ferro	360-500	500-650	25-45	<100
ossido di zinco	480-540	500-700	50-70	<1
ossido di stagno	380-500	450-500	85	<100
zinco ferrite	450-600	600	20-80	<20
zinco titanato	450-750	600-750	40-60	<10
ossido di cerio	750-1000	600	90	<100

Tabella 6.2. Principali sorbenti per processi di desolfurazione ad alta temperatura e loro caratteristiche⁶⁷.

⁶⁷ Fonte: Mitchell, 1998.

6. Tecnologie di separazione della CO₂ da fumi o syngas

Sulla base delle considerazioni riportate al capitolo 4, relative alle tecnologie di produzione di energia elettrica, si possono individuare tre differenti approcci per la separazione dell'anidride carbonica. In particolare, come illustrato in maniera più dettagliata nel paragrafo 6.1, si può parlare di:

- separazione della CO₂ post-combustione;
- separazione della CO₂ pre-combustione;
- ossicombustione.

Fatta eccezione per i processi di ossicombustione, nei quali, come detto, la CO₂ viene separata per semplice condensazione del vapore presente nei fumi, gli altri approcci considerati prevedono la separazione dell'anidride carbonica da una corrente gassosa. In linea di principio, sono numerose, al giorno d'oggi, le tecnologie che consentono una tale separazione. Tra queste, quelle di maggiore interesse nelle applicazioni industriali sono:

- separazione per assorbimento mediante solventi liquidi;
- separazione per adsorbimento su sorbenti solidi, tra cui possono essere citati i processi PSA (Pressure Swing Adsorption) e TSA (Temperature Swing Adsorption);
- separazione criogenica.

Tra tali tecnologie, tutte ormai commercialmente mature, le uniche di fatto impiegabili negli impianti di produzione di energia elettrica di taglia commerciale sono quelle che prevedono l'assorbimento con solventi liquidi. L'adsorbimento su sorbenti solidi e la separazione criogenica presentano infatti costi di installazione e di gestione proibitivi per tali applicazioni.

In chiave futura, invece, la soluzione più promettente, soprattutto per l'applicazione su gas a elevata pressione, pare essere rappresentata dalle membrane, che permettono il trattenimento selettivo di un gas attraverso la superficie permeabile per mezzo di una differenza di pressione sui due lati della membrana stessa. La tecnologia di separazione mediante membrane, attualmente in via di sviluppo, è particolarmente interessante in quanto consente una notevole semplicità di gestione e un apporto di energia minimo.

Le membrane potrebbero costituire la soluzione a tutta una serie di problemi che è necessario risolvere per l'applicazione su scala commerciale delle tecnologie CCS. Oggi tali problemi sono legati essenzialmente ai costi di investimento e operativi (questi ultimi legati principalmente alla forte riduzione dell'efficienza della centrale per via degli assorbimenti termici della fase di rigenerazione del solvente liquido). Delle tre principali fasi di un processo CCS, ovvero separazione, trasporto e confinamento, la separazione dell'anidride carbonica costituisce infatti circa il 50-80% dei costi totali, e presenta quindi il maggior margine di miglioramento (Steeneveldt et al., 2006).

6.1 APPROCCI PER LA SEPARAZIONE DELL'ANIDRIDE CARBONICA NELLE CENTRALI TERMOELETTRICHE

Come accennato, i tre principali approcci per la separazione dell'anidride carbonica prodotta nelle centrali termoelettriche alimentate a combustibili fossili consistono nella separazione post-combustione e pre-combustione e nell'ossicombustione.

La tabella 6.1 riporta, a titolo di esempio, le tipiche caratteristiche, in termini di pressione operativa e concentrazione della CO₂, dei gas inviati al sistema di separazione dell'anidride carbonica nei tre approcci appena citati.

	<i>separazione post-combustione</i>	<i>separazione pre-combustione</i>	<i>ossicombustione</i>
Pressione operativa (MPa)	≈ 0,1	1-8	≈ 0,1
CO ₂ (% in volume)	3-15%	20-40%	75-95%

Tabella 6.1. Caratteristiche dei gas da trattare nei diversi approcci di separazione.

Separazione dell'anidride carbonica post-combustione

La separazione post-combustione viene applicata negli impianti che operano una combustione diretta con aria (impianti subcritici e supercritici a polverino di carbone e impianti a letto fluido AFBC e PFBC); i fumi trattati, provenienti dalla caldaia e dai sistemi di depurazione, sono tipicamente a pressione atmosferica. La schematizzazione di un impianto con separazione post-combustione è riportata nella figura 6.1.

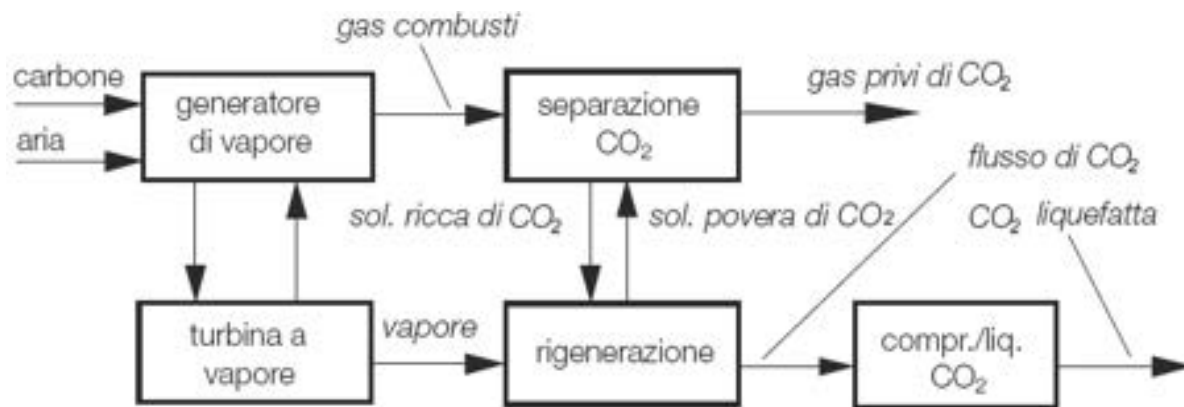


Figura 6.1. Schema concettuale di un impianto con separazione della CO₂ post-combustione⁶⁸.

Il processo di separazione della CO₂ dai gas combustibili si colloca tipicamente come ultimo trattamento prima del rilascio dei fumi in atmosfera, e quindi a valle dei consueti processi per l'abbattimento degli inquinanti. Il contenuto di CO₂ nei fumi è relativamente modesto (pari tipicamente al 10-15% in volume) in quanto i gas combustibili sono costituiti principalmente da azoto, introdotto con l'aria di combustione.

Le tecnologie di separazione post-combustione dell'anidride carbonica sono adatte anche al retrofit di impianti esistenti. In particolare, la figura 6.2 mostra schematicamente come il sistema di separazione dell'anidride carbonica si inserisce nel retrofit di una centrale esistente.

⁶⁸ Fonte: Lozza et al., 2007.

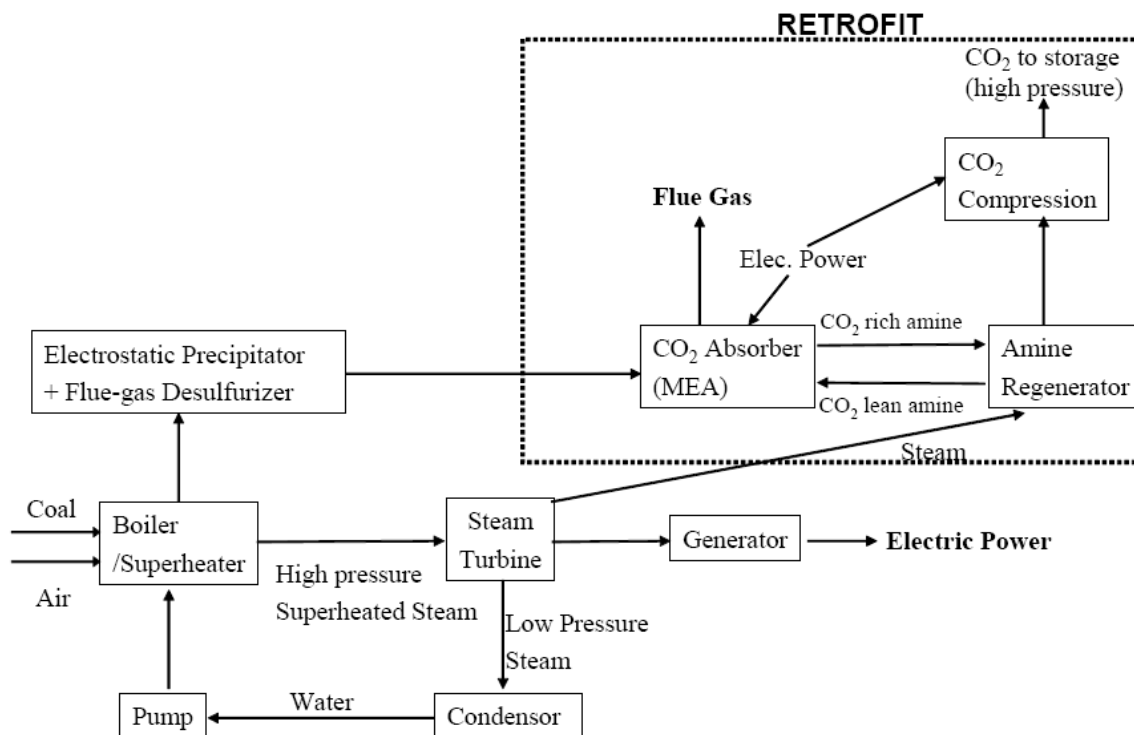


Figura 6.2. Separazione post-combustione per il retrofit di impianti esistenti⁶⁹.

Separazione dell'anidride carbonica pre-combustione

La separazione pre-combustione viene applicata in impianti di gassificazione e prevede il trattamento del syngas prima della combustione nel ciclo combinato. In particolare, il syngas prodotto dal gassificatore viene inviato in un reattore di water-gas shift (WGS) conversion, in cui il monossido di carbonio, reagendo con vapor d'acqua, dà luogo alla produzione di idrogeno e anidride carbonica. Si ottiene così una corrente gassosa costituita prevalentemente da H₂ e CO₂. La figura 6.3 riporta la schematizzazione concettuale di una centrale termoelettrica con separazione della CO₂ pre-combustione.

⁶⁹ Fonte: Sekar, 2005.

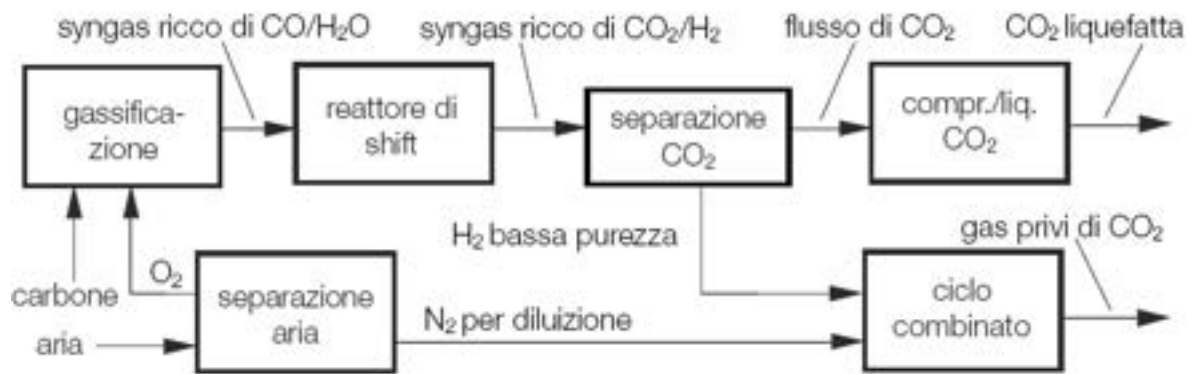


Figura 6.3. Schema concettuale di un impianto con separazione pre-combustione⁷⁰.

Il processo di pre-combustione è generalmente più elaborato e costoso di quello post-combustione, ma permette di trattare gas con portate minori (a parità di potenza installata) e con concentrazioni di CO₂ più elevate; inoltre le elevate pressioni alle quali generalmente si opera consentono una separazione più efficiente. Il principale problema è attualmente legato al fatto che il gas, una volta trattato, è costituito prevalentemente da idrogeno, la cui combustione in turbina a gas non è ancora pienamente matura dal punto di vista commerciale.

Anche le tecnologie di separazione pre-combustione dell'anidride carbonica si prestano bene al retrofit di impianti esistenti, schematizzato nella figura 6.4. In tal caso, però, cambiano fortemente le condizioni operative della turbina a gas, che si trova a operare con un combustibile ricco in idrogeno.

⁷⁰ Fonte: Lozza et al., 2007.

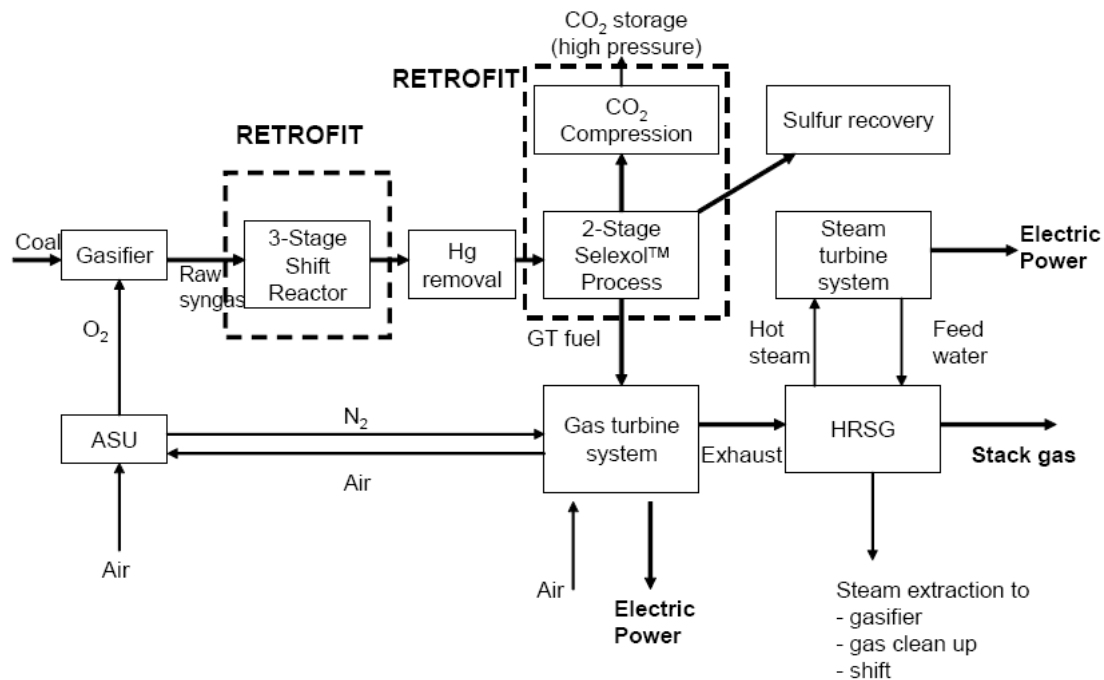


Figura 6.4. Separazione pre-combustione per il retrofit di impianti esistenti⁷¹.

Separazione dell'anidride carbonica per ossicombustione

L'ossicombustione prevede, come descritto nel paragrafo 4.9, l'utilizzo di ossigeno pressoché puro come comburente. La sostituzione dell'aria con l'ossigeno permette di ridurre o eliminare completamente l'azoto alimentato al combustore e quindi di produrre un gas di scarico caratterizzato da una elevata concentrazione di CO₂. Tali gas sono costituiti prevalentemente da vapor d'acqua e dalla stessa CO₂ e la concentrazione di quest'ultima è di circa l'80% in volume. Il vapore acqueo viene rimosso per condensazione, mediante il raffreddamento e la compressione della corrente gassosa.

La figura 6.5 riporta lo schema di un impianto che adotta l'approccio dell'ossicombustione.

⁷¹ Fonte: Sekar, 2005.

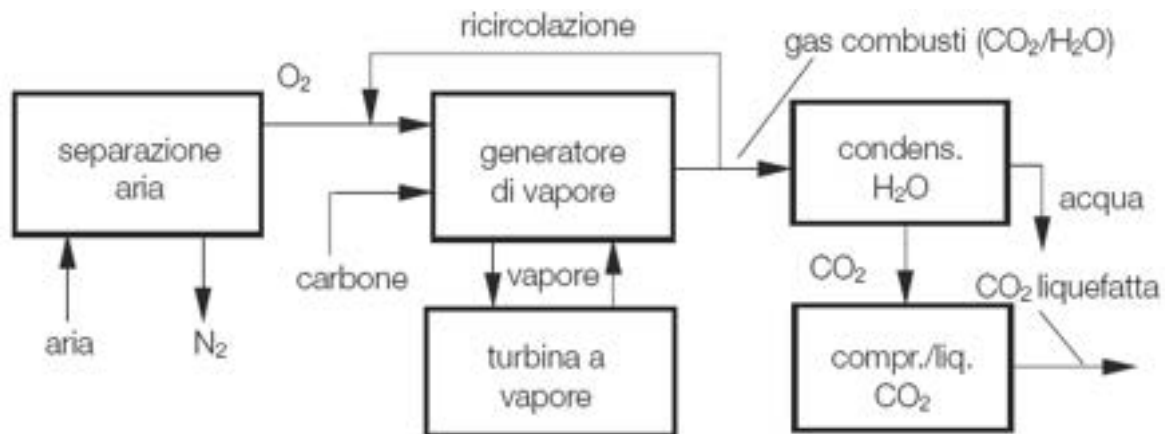


Figura 6.5. Schema concettuale di un impianto di ossicombustione⁷².

Un sistema di questo tipo prevede dunque la presenza di un'unità di separazione dell'aria a monte dell'impianto di combustione che permetta di ottenere ossigeno con una purezza del 95-99%. I vantaggi attesi da questa tecnologia sono principalmente la riduzione dei costi di separazione, la riduzione del carbone incombusto, l'aumento dell'efficienza termica dell'impianto e la riduzione degli NOx nei fumi. Gli svantaggi del processo di ossicombustione sono invece per lo più legati alla elevata richiesta energetica per la sezione di separazione criogenica dell'aria. A tal proposito, la ricerca nel settore sta studiando metodi di separazione dell'aria efficienti e a basso dispendio energetico, principalmente basati sulle membrane.

6.2 PROCESSI DI ASSORBIMENTO CON SOLVENTI LIQUIDI: GENERALITÀ

Come anticipato, nel breve termine la soluzione più efficace ed economicamente accettabile per un'applicazione su larga scala delle tecnologie CCS è costituita dalle tecnologie di assorbimento mediante solventi liquidi di varia natura. Tali tecnologie, pur essendo già ben consolidate, necessitano comunque di un ulteriore sviluppo al fine di migliorarne l'efficienza e di ridurre il fabbisogno energetico, soprattutto per la fase di rigenerazione del solvente.

Esattamente come nel caso dei processi di desolfurazione a freddo del syngas, del tutto analoghi, in base alla tipologia di interazione fra il solvente e l'anidride carbonica si fa riferimento a processi di assorbimento di tipo fisico o di tipo chimico. La differenza tra le tipologie di processi riguarda principalmente il tipo di equilibrio che si instaura tra il solvente e l'anidride carbonica da

⁷² Fonte: Lozza et al., 2007.

rimuovere. In particolare, la scelta è fortemente condizionata dalla pressione parziale della CO_2 : per basse pressioni parziali, tipiche dei fumi di combustione, si ricorre generalmente all'assorbimento chimico; nel caso invece di gas a elevata pressione parziale di CO_2 , come il syngas derivante dai processi di gassificazione, risulta più conveniente l'assorbimento fisico. La figura 6.6 mostra qualitativamente la convenienza di un processo rispetto all'altro in funzione della pressione parziale di CO_2 nel gas da trattare.

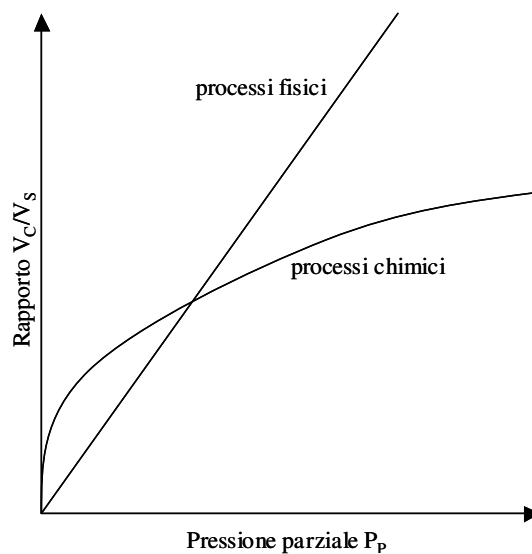


Figura 6.6. Equilibrio nei processi di assorbimento chimici e fisici.

Come si può osservare in figura, per basse pressioni parziali della CO_2 , a parità di volume di solvente utilizzato, il volume di anidride carbonica rimossa risulta maggiore per i processi chimici piuttosto che per i processi fisici. Viceversa, per elevate pressioni parziali di CO_2 risulta più conveniente il processo di assorbimento fisico.

Nei paragrafi successivi verranno descritte più nel dettaglio, dal punto di vista tecnico e ambientale, le principali tecnologie di separazione della CO_2 negli impianti di produzione di energia da carbone.

6.3 PROCESSI DI ASSORBIMENTO CHIMICO CON SOLVENTI LIQUIDI

Come anticipato, negli impianti di combustione alimentati ad aria la separazione dell'anidride carbonica viene fatta sui fumi, che tipicamente si trovano a pressione atmosferica e a temperature

superiori a 90-100 °C, a seguito di un opportuno trattamento per la rimozione dei composti inquinanti. La tecnologia più diffusa è pertanto quella che prevede l'assorbimento chimico con solventi per lo più a base di ammine.

Il processo di separazione

Nella sezione di separazione della CO₂ per assorbimento chimico (figura 6.7), i gas vengono inviati a una soffiante per vincere le perdite di carico nel sistema e successivamente vengono raffreddati alla temperatura di processo, determinata dal particolare solvente impiegato. Quindi essi raggiungono la colonna di assorbimento vera e propria, dove dall'alto fluisce la soluzione solvente che investe in controcorrente i gas combustibili che risalgono dal basso.

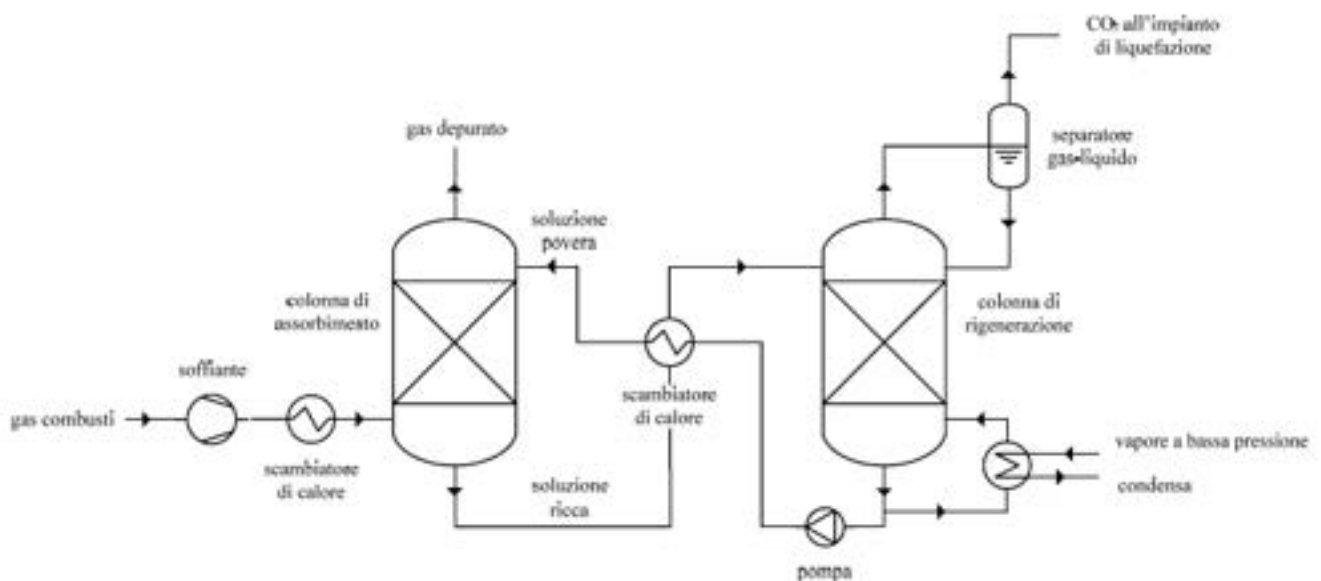
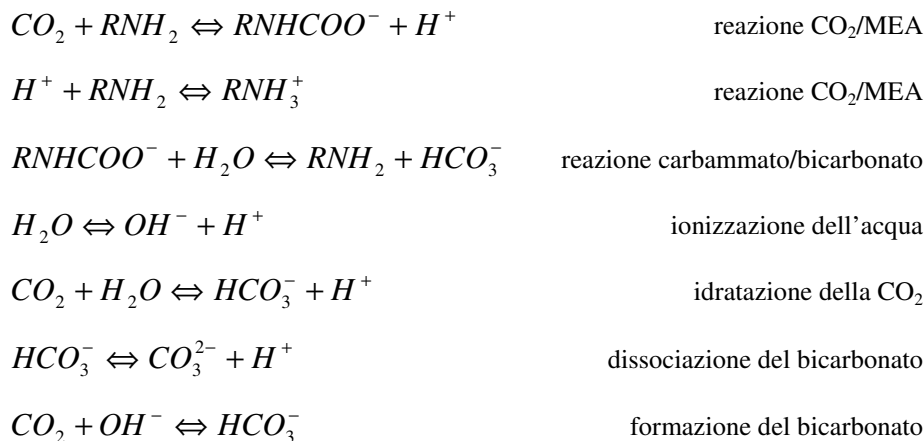


Figura 6.7. Schema concettuale di un processo di assorbimento chimico della CO₂⁷³.

Nella colonna di assorbimento l'anidride carbonica si lega chimicamente con il solvente impiegato mediante reazioni di neutralizzazione acido-base. Nel caso della monoetanolamina (MEA), che rappresenta il solvente oggi maggiormente utilizzato, può essere considerato il seguente meccanismo di reazione (Kim et al. 2009; Edali et al., 2007; Dang et al., 2001; Hikita et al., 1977):

⁷³ Fonte: Vellini.



in cui R rappresenta il gruppo CH₂-CH₂OH.

La colonna di assorbimento opera a pressione atmosferica mentre la temperatura di esercizio è generalmente intorno ai 20-50 °C; tali temperature garantiscono l'instaurarsi di legami chimici tra la CO₂ e la soluzione assorbente. I gas di scarico, depurati della CO₂, fluiscono dalla testa della colonna di assorbimento e possono essere inviati al camino.

La soluzione solvente raccolta nel fondo della colonna, che contiene l'anidride carbonica assorbita, passa invece attraverso uno scambiatore di calore a recupero all'interno del quale si scalda fino a circa 90 °C assorbendo energia termica dalla soluzione rigenerata. Essa viene quindi inviata alla colonna di rigenerazione, nella quale il rilascio di CO₂ è ottenuto mediante lo stripping termico, ovvero rompendo, grazie all'apporto di calore⁷⁴, i legami chimici che si erano creati nella colonna di assorbimento. Il processo di stripping opera tipicamente a una temperatura al reboiler dell'ordine di 120 °C. Tale temperatura è mantenuta generalmente utilizzando vapore a 0,23 MPa e a 150 °C. La CO₂ fuoriesce dalla testa della colonna e viene inviata a un separatore e successivamente a una sezione di liquefazione.

L'efficienza del processo di rimozione della CO₂ mediante ammine è molto elevata ed è generalmente compresa tra l'85% e il 95% della CO₂ contenuta nei fumi.

Durante il funzionamento del sistema di assorbimento descritto, è necessario introdurre periodicamente nuova soluzione assorbente. Tale makeup è necessario per compensare il decadimento della soluzione dovuto alla presenza di seppur piccole quantità di NO_x e SO_x, i quali reagiscono con le ammine in maniera pressoché permanente, ostacolandone la rigenerazione (Davidson, 2007).

⁷⁴ Tipicamente 3-4 MJ per ciascun chilogrammo di CO₂ (Lozza et al.,2007).

Integrazioni energetiche con il resto dell'impianto

L'applicazione a una centrale termoelettrica di un sistema CCS con separazione post-combustione dell'anidride carbonica tramite assorbimento chimico con MEA comporta tipicamente perdite di efficienza pari a 12-13 punti percentuali, ai quali corrisponde un aumento del consumo di carbone pari al 35-40% rispetto alla configurazione convenzionale senza CCS (Kather et al., 2008). Tali processi richiedono infatti un grande dispendio di energia termica, generalmente fornita sotto forma di vapore, prelevato dal ciclo termodinamico del sistema di generazione elettrica e impiegato nel processo di rigenerazione del solvente, in maniera diretta o tramite l'utilizzo di uno scambiatore di calore. Il principale aspetto critico è proprio il consumo energetico necessario per la rigenerazione delle ammine che, per un tipico sistema CCS operante l'assorbimento con MEA, costituisce più del 70% dei costi operativi.

Inoltre il sistema comporta l'utilizzo di energia elettrica (per pompare il solvente e per comprimere il gas) e di acqua di raffreddamento (per raffreddare il gas dopo la rigenerazione).

Aspetti critici del processo

Oltre alle problematiche di carattere energetico, inoltre, esistono problemi operativi legati alla formazione di composti corrosivi, alla formazione di schiuma e alla degradazione del solvente. I fenomeni corrosivi sono innanzitutto correlati alla presenza di CO₂ che, in ambiente umido, sviluppa ioni carbonato che provocano l'ossidazione del ferro contenuto nei materiali. Inoltre la CO₂, disciolta nella soluzione sotto forma di carbammato, altera la conducibilità del solvente dando luogo a ulteriori fenomeni corrosivi. Per limitare tale fenomeno è necessario ridurre la concentrazione di CO₂ in soluzione e moderare le temperatura del processo di separazione. Infine, anche i prodotti derivanti dalla degradazione delle ammine possono comportare problemi di corrosione.

La schiuma può essere generata da una grande varietà di sostanze estranee e in particolare, per un impianto alimentato a carbone, dal particolato presente nei gas combusti.

La degradazione del solvente è causata dalla reazione delle ammine con SO_x e NO_x, che può dar luogo alla formazione di sali stabili che non sono rigenerabili nella colonna di stripping, e dalla presenza di ossigeno che facilita le reazioni degradative di ossidazione delle ammine, reazioni che producono ammoniaca e sono catalizzate dal ferro. Infine, le ammine possono dar vita a reazioni

irreversibili con la CO₂, con formazione di composti diversi dai carbammati che non possono essere riconvertiti termicamente nella colonna di rigenerazione. Tipicamente, il maggior contributo alla degradazione del solvente è dato dalla presenza di ossigeno nel gas (Davidson, 2007).

Per minimizzare tali problemi (oltre a quelli legati alla corrosione dei materiali) le ammine vengono impiegate a bassa concentrazione in soluzione acquosa, spesso con l'introduzione di opportuni additivi. La concentrazione massima di MEA normalmente utilizzata è pari al 30% in peso (Lozza et al., 2007). Aumenti di tale concentrazione possono favorire la capacità di assorbimento e ridurre le portate di ricircolo del solvente, e quindi i costi operativi dell'impianto; d'altra parte tale aumento di concentrazione favorisce i problemi suddetti. Tipicamente, un aumento della concentrazione di MEA dal 18 al 30% (in peso) porta a un aumento dell'efficienza di rimozione della CO₂ dal 91 al 96%, ma un ulteriore aumento di concentrazione, sino al 54%, consente di raggiungere solo efficienze di rimozione del 98%. Pertanto, considerati i problemi che ne derivano, il miglioramento delle prestazioni non è tale da giustificare l'impiego di soluzioni più concentrate del 30% in peso (Davidson, 2007).

Cosiderazioni sui solventi impiegati

Come anticipato, il principale aspetto critico relativo ai processi di assorbimento chimico è dato dall'elevato consumo energetico necessario per la rigenerazione dei solventi. Le attività di ricerca in tale settore puntano pertanto principalmente al miglioramento di questo aspetto e, in generale, alla ricerca di solventi alternativi alla MEA.

A livello generale, il solvente ideale per la separazione della CO₂ dovrebbe presentare le seguenti caratteristiche (Kather et al., 2008):

- elevata velocità di assorbimento e di desorbimento;
- elevato limite di caricamento (mol_{CO2}/mol_{solvente});
- bassa energia richiesta per la rigenerazione;
- comportamento non corrosivo;
- bassa tendenza alla degradazione nelle condizioni di lavoro;
- bassa volatilità e buona stabilità;
- non tossicità e pericolosità.

Oltre alla monoetanolammina (ammina primaria), altri solventi amminici spesso impiegati (singolarmente o in miscela) per la separazione della CO₂ sono la dietanolammina (DEA, secondaria) e la metildietanolammina (MDEA, terziaria). La DEA ha un'efficienza di rimozione minore della MEA, ma è meno corrosiva e, a causa della sua bassa tensione di vapore, ha basse perdite per vaporizzazione. Essa è caratterizzata da un calore di reazione minore di quello della MEA e ciò facilita la rigenerazione. La MDEA è un'ammina terziaria ed è utilizzata principalmente per la rimozione selettiva dei gas acidi (quali l'H₂S). Essa, rispetto alla MEA, può essere rigenerata più facilmente, presenta una capacità di caricamento della soluzione più elevata ed è meno corrosiva. Tuttavia la MDEA, essendo un'ammina terziaria, non è in grado di reagire direttamente con la CO₂ poiché manca del legame N-H necessario per la formazione degli ioni carbammati.

Oltre alle ammine menzionate, numerose miscele di ammine, eventualmente additivate da altri composti, sono state testate al fine di diminuire la richiesta energetica del processo di rigenerazione, di ridurre il consumo di solvente e di migliorare le condizioni di corrosività e degradazione del solvente stesso.

La tabella 6.2 riporta un confronto tra le prestazioni della MEA e quelle di una serie di solventi commerciali in termini di costi, perdita di solvente e consumo di vapore necessario per la rigenerazione del solvente.

	<i>Solvente</i>	<i>Perdita di solvente (kg/t_{CO2})</i>	<i>Costo (\$/kg)</i>	<i>Costo (\$/t_{CO2})</i>	<i>Vapore utilizzato (t/ t_{CO2})</i>
Non brevettata	MEA	1-3	1,3	1,3-3,9	2,0
KS-1 (MHI)	Ammine stericamente impedito	0,35	5,0	1,75	1,5
Econamine (Fluor)	MEA + inibitori	1,6	1,53	2,45	2,3
Praxair	Miscela di ammine	0,5-1,5	2,0	1-3	1,3-1,5

Tabella 6.2. Confronto fra solventi chimici a base di ammine⁷⁵.

La MEA, rispetto alle altre ammine commerciali, risulta meno costosa e presenta valori tipici di consumo di solvente compresi tra 1 e 3 kg per tonnellata di CO₂ rimossa. Utilizzando il solvente commerciale KS-1, costituito da un'ammina stericamente impedita, la perdita dell'ammina si riduce a 0,35 kg per tonnellata di CO₂.

⁷⁵ Fonte: Chinn et al., 2004.

Il crescente interesse verso l'utilizzo di miscele di ammine è legato al fatto che l'uso di ammine di diverso tipo in miscela può portare a un significativo miglioramento della capacità e del tasso di assorbimento, e anche un grande risparmio in termini di costi di rigenerazione. Fra le combinazioni testate, sono degne di nota le miscele MEA/MDEA, MEA/PZ (piperazina) e MDEA/PZ. In generale, la piperazina agisce come promotore favorendo e accelerando la formazione di carbammati con la CO₂ (Idem et al., 2009; Closmann et al., 2009; Bishnoi et al., 2002); inoltre essa presenta caratteristiche migliori in termini di degradazione termica e ossidativa. Pertanto, anche se più costosa della MEA, la piperazina contribuisce nel complesso ad abbassare i costi operativi del processo (Dang et al., 2001).

Infine, l'utilizzo di altri solventi alcalini come l'ammoniaca o di soluzioni di carbonati appare piuttosto promettente in chiave futura; tuttavia, poiché la loro applicazione richiederebbe modifiche supplementari degli impianti esistenti, attualmente tali solventi sono considerati meno maturi.

6.4 PROCESSI DI ASSORBIMENTO FISICO CON SOLVENTI LIQUIDI

La separazione pre-combustione della CO₂ dal syngas derivante dai processi di gassificazione opera, come anticipato, a pressioni tipicamente elevate. In tali condizioni operative risultano essere particolarmente efficaci i processi di separazione per assorbimento fisico (o misto, fisico-chimico) su solventi liquidi. Tali processi sono concettualmente simili a quelli utilizzando solventi chimici.

Il processo di separazione

Nel processo di assorbimento con solventi fisici la CO₂ viene separata mettendo in contatto il gas da trattare, ad alta pressione, con una soluzione assorbente costituita in genere da solventi quali il metanolo, il dimetiletere glicolpolietilenico (DMPEG) e altri solventi commerciali.

La rigenerazione del solvente avviene a seguito di riduzioni di pressione, con un consumo energetico elevato, ma significativamente inferiore rispetto al caso dei processi chimici.

La figura 6.8 riporta uno schema del processo di rimozione della CO₂ tramite assorbimento fisico.

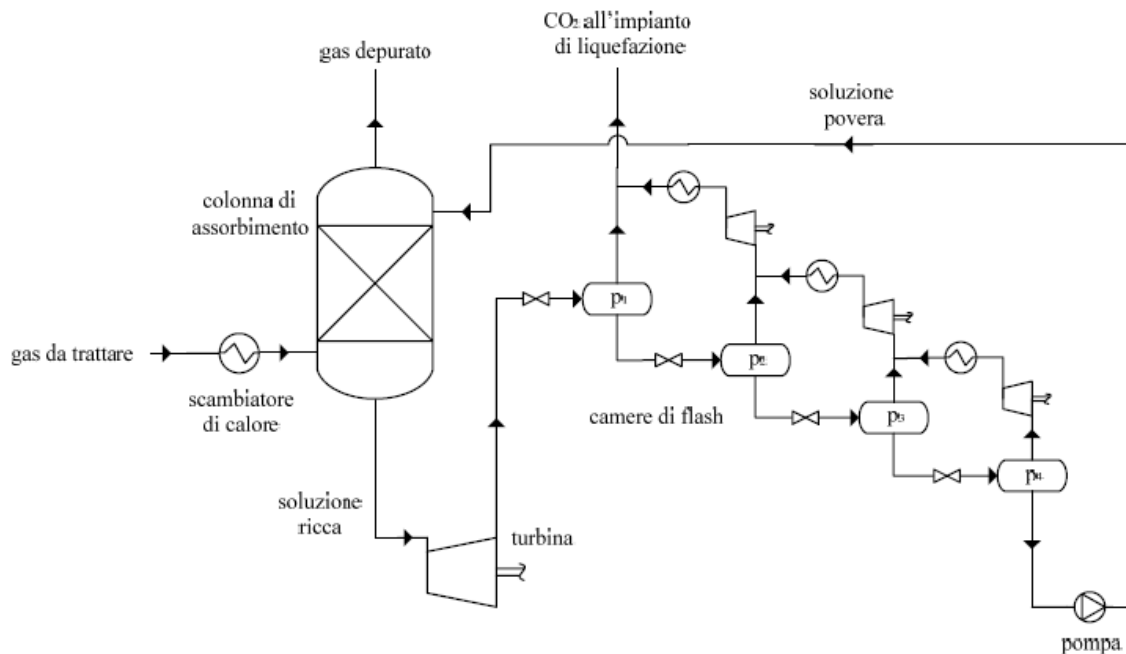


Figura 6.8. Schema concettuale di un processo di assorbimento fisico della CO_2 ⁷⁶ ..

Il syngas entra nella colonna di assorbimento e fluisce in controcorrente con il solvente. Dalla testa della colonna esce il gas depurato mentre la soluzione ricca viene estratta dal fondo e inviata in una serie di camere di decompressione (flash) dove la CO_2 si separa dal solvente grazie alla progressiva riduzione della stessa pressione. Secondo la legge di Henry, infatti, la solubilità della CO_2 nel solvente aumenta all'aumentare della pressione e al diminuire della temperatura per cui, adottando elevate pressioni e basse temperature, si favorisce l'assorbimento, mentre una progressiva riduzione di pressione consente il rilascio dell'anidride carbonica catturata.

Dall'ultima camera, operante a una pressione prossima a quella atmosferica, la soluzione viene rinviata nella colonna di assorbimento mediante una pompa di pressurizzazione. L'anidride carbonica, rilasciata di volta in volta alle pressioni delle camere di flash, viene ricompresa fino alla pressione della camera immediatamente precedente, raffreddata e miscelata con la CO_2 rilasciata nella camera precedente. Il flusso gassoso ottenuto a valle della prima camera di flash viene inviato alle sezioni di liquefazione, trasporto e confinamento.

Il processo di assorbimento fisico consente di raggiungere efficienze di rimozione del 90% e anche superiori. I principali vantaggi dei processi fisici sono i bassi costi, i volumi di impianto

⁷⁶ Fonte: Vellini.

ridotti per via delle alte pressioni operative, l'assenza di fenomeni corrosivi e la scarsa reattività dei solventi nei riguardi degli altri composti.

Lo svantaggio principale della tecnica di rimozione della CO₂ per assorbimento fisico è invece legato alle sue condizioni operative, e principalmente alle basse temperature (spesso inferiori allo zero) e alle alte pressioni.

Integrazioni energetiche col resto dell'impianto

Come accennato, l'inserimento di un sistema di assorbimento della CO₂ in un impianto IGCC comporta la necessità di introdurre, a monte dello stesso, anche un processo di water-gas shift che converta il monossido di carbonio in idrogeno e anidride carbonica. Tale processo richiede una notevole quantità di vapore, prelevato tipicamente mediante spillamenti dalla turbina a vapore del ciclo combinato. Inoltre il sistema di separazione vero e proprio richiede un significativo apporto di energia elettrica in particolare per la ricompressione della corrente di CO₂ separata.

Allo stato attuale, la riduzione di efficienza di un impianto IGCC integrato con un sistema CCS operante la separazione dell'anidride carbonica con solventi di tipo fisico è tipicamente compresa tra 6 e 8 punti percentuali.

Considerazioni sui processi e sui solventi impiegati

I solventi comunemente impiegati nei processi di separazione della CO₂ per assorbimento fisico sono in genere gli stessi impiegati per i processi di desolforazione del syngas. Sono generalmente solventi di tipo commerciale e coperti da brevetto, così come i processi stessi nei quali questi vengono impiegati.

In linea di principio, i processi maggiormente diffusi sono il processo Rectisol®, sviluppato e commercializzato da Linde e Lurgi e impiegante metanolo come solvente, e il processo Selexol™, commercializzato dalla Uop (società del gruppo Honeywell). e impiegante dimetiletere di glicopolietilenico (DMPEG) come solvente.

Processi di assorbimento con solventi di tipo chimico-fisico

A seconda delle particolari condizioni operative del gas da trattare, può essere conveniente impiegare miscele solventi che uniscano il contributo dell'assorbimento chimico a quello dell'assorbimento fisico. I processi basati su tali solventi misti determinano generalmente un

aumento della flessibilità operativa: infatti a basse pressioni parziali di CO₂ l'assorbimento sarà per lo più determinato dal solvente chimico, mentre ad alte pressioni parziali di CO₂ (alle quali il solvente chimico si satura) sarà il solvente fisico a operare l'assorbimento.

I principali processi di tipo misto sono il Sulfinol (sviluppato dalla Shell), che utilizza una soluzione acquosa di DIPA (diisopropanolammina, solvente chimico) e di tetraidrotiofene (solvente fisico), l'Amisol (sviluppato da Lurgi), che utilizza una miscela di MEA o DEA (solvente chimico) e metanolo (solvente fisico).

6.5 SEPARAZIONE DELL'ANIDRIDE CARBONICA MEDIANTE MEMBRANE

Parallelamente all'ottimizzazione delle tecnologie di assorbimento con solventi liquidi e della loro integrazione con le tecnologie di generazione elettrica, molte attività di ricerca e sviluppo sono volte a individuare tecniche più avanzate, basate su nuovi componenti oggi non disponibili sul mercato, che potrebbero garantire migliori prestazioni tecniche ed economiche. Tra le varie tecnologie in fase di esame, quelle che paiono essere più promettenti sono le membrane.

Il processo di separazione mediante membrane risulta essere particolarmente semplice e non comporta un significativo apporto di energia. La tecnologia si basa concettualmente sull'utilizzo di materiali che permettono il trattenimento selettivo di un gas attraverso la superficie permeabile per mezzo di una differenza di pressione sui due lati della membrana stessa. Per tale ragione, tale tecnologia si presta principalmente alle applicazioni nelle quali il gas da trattare si trova in pressione.

Attualmente il trattamento di correnti gassose con membrane è già impiegato a livello industriale in vari processi, tra i quali la separazione dell'aria (produzione di O₂ e N₂ per applicazioni industriali), la separazione dell'idrogeno (anche da syngas derivante da processi di gassificazione) e l'addolcimento del gas naturale (rimozione della CO₂) prima dell'immissione nelle centrali di pompaggio.

Per l'applicazione alle centrali termoelettriche sono attualmente in fase di sviluppo differenti tipi di membrane, che includono le membrane polimeriche, le membrane ceramiche, le membrane al palladio e le zeoliti.

Le membrane polimeriche, attualmente le più utilizzate a livello industriale, possono essere utilizzate per applicazioni a bassa temperatura, come la rimozione pre-combustione della CO₂ (Powell et al., 2006). Gli inconvenienti maggiori di tali tecnologie, oltre alla bassa selettività,

riguardano la tendenza a plastificare e al compattamento, con conseguente riduzione del volume e della superficie utile.

7. Problematiche relative alla compressione e al trasporto della CO₂

Il confinamento geologico della CO₂ richiede sempre una corrente compressa (possibilmente liquefatta) e disidratata, al fine di ridurre il volume. Inoltre, nella quasi totalità dei casi, il sito di confinamento dell'anidride carbonica non corrisponde con l'area di produzione, dove la centrale termoelettrica è ubicata.

Per tale ragione, dopo aver analizzato le principali tecnologie di separazione dell'anidride carbonica e prima di fornire una carrellata delle principali tecniche di confinamento geologico, appare opportuno indicare in breve le tecnologie impiegate per la compressione e per il trasporto della CO₂ dall'impianto al sito di confinamento.

In generale, tali tecnologie sono altamente sviluppate dal momento che derivano direttamente da quelle impiegate ormai da diversi decenni per il gas naturale.

7.1 TECNOLOGIE DI COMPRESSIONE DELLA CO₂

L'anidride carbonica separata dal syngas o dai fumi di combustione deve essere generalmente liquefatta, per agevolarne il trasporto e il successivo confinamento, e deidratata, al fine di evitare la formazione di acidi deboli.

La liquefazione e la deidratazione sono ottenute attraverso una compressione interrefrigerata in più stadi, il cui schema di processo è riportato nella figura 7.1.

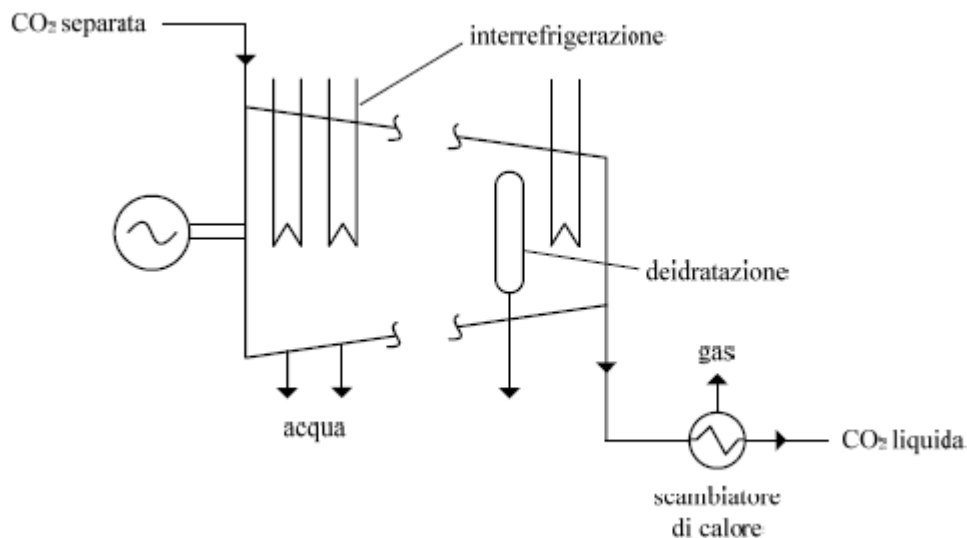


Figura 8.14. Sezione di liquefazione della CO_2 ⁷⁷.

La pressione di fine compressione è tipicamente superiore a 8 MPa. Per ridurre la richiesta energetica, l'intera fase di compressione viene suddivisa in diversi stadi (generalmente a uguale rapporto di compressione), ciascuno seguito da un refrigeratore che riporta la temperatura del gas a valori prossimi a quella ambiente (in genere circa 35 °C nei primi stadi e circa 20 °C negli stadi finali).

A monte del penultimo stadio di compressione viene generalmente operata una completa deidratazione atta a prevenire la corrosione nei condotti di trasporto della CO_2 .

È importante sottolineare che la compressione della CO_2 comporta un elevato assorbimento di energia elettrica, che contribuisce alla riduzione del rendimento globale della centrale. Tipicamente il costo operativo di compressione è dell'ordine di 0,75 c€ per ciascun chilogrammo di CO_2 trasportata (Hendriks et al., 2004).

7.1 TECNOLOGIE DI TRASPORTO DELLA CO_2

Attualmente, nella quasi totalità delle applicazioni, il trasporto dell'anidride carbonica (tipicamente allo stato liquido) avviene mediante pipeline ad alta pressione.

Per minimizzare i rischi legati alla fuoriuscita di gas, le condutture devono essere fatte passare lontano dai grandi centri abitati e si dovrebbe adottare tutta una serie di misure cautelative per

⁷⁷ Fonte: Vellini.

garantire la sicurezza del trasporto. In ogni caso, i rischi legati al trasporto dell'anidride carbonica presentano la stessa probabilità, ma conseguenze molto meno gravi, rispetto al trasporto del gas naturale.

La tabella 7.1 riporta, a titolo di esempio, le principali pipeline per il trasporto della CO₂ esistenti fino al 2002.

<i>Impianto</i>	<i>Nazione</i>	<i>Società</i>	<i>CO₂ (Mt/anno)</i>	<i>Lungh. (km)</i>	<i>Anno</i>	<i>Origine CO₂</i>
Cortez	USA	Kinder Morgan	19,3	808	1984	Mc Elmo Dome
Sheep Mountain	USA	BP Amoco	9,5	660	-	Sheep Mountain
Bravo	USA	BP Amoco	7,3	350	1984	Bravo Dome
Val Verde	USA	Petrosource	2,5	130	1998	Val Verde Gas Plant
Bati Raman	Turchia	Turkish Petroleum	1,1	90	1983	Dodan Field
Weyburn	USA e Canada	North Dakota Gasificatio co.	5,0	328	2000	Gassificazione
TOTALE			44,7	2358		

Tabella 7.1. Principali pipeline per il trasporto CO₂ esistenti al 2002⁷⁸.

Dalla tabella risulta che, nel 2002, erano in funzione circa 2'500 km di tubature (prevalentemente negli Stati Uniti) con una capacità di 50 milioni di tonnellate annue di CO₂ trasportata. Il diametro di tali condutture è di norma compreso tra 300 e 750 mm e la più lunga, la tubazione Cortez, arriva a 808 km.

Il costo del trasporto della CO₂ per mezzo di condutture è generalmente funzione della distanza, del tipo di terreno attraversato e, in particolare, della quantità di CO₂ che deve essere trasportata. Esso ammonta tipicamente a circa 1,4 c€/ (t•km) (Metz et al., 2005).

In chiave futura, quando le tecnologie CCS troveranno applicazione su larga scala, si può ipotizzare di realizzare reti di trasporto capaci di connettere molteplici sorgenti di CO₂ ai siti di confinamento, con conseguenti vantaggi sulla flessibilità operativa e sui costi.

Un discorso differente va fatto per i trasporti a notevoli distanze (dell'ordine di diverse centinaia o migliaia di chilometri). Per tali applicazioni risulta maggiormente conveniente il trasporto via nave.

⁷⁸ Fonte: Gale et al., 2002.

8. Tecniche di confinamento della CO₂

Le possibilità di ridurre la produzione di anidride carbonica (ottimizzando gli impianti in termini di efficienza), di confinarla indirettamente (ad esempio con gli interventi di riforestazione) o di reimpiegarla nell'industria non possono costituire da sole una soluzione al problema della riduzione delle emissioni atmosferiche di gas a effetto serra.

L'unica soluzione applicabile agli impianti di generazione elettrica (oltre alla possibilità, per ora fortemente limitata da ragioni economiche, di sviluppare lo sfruttamento delle fonti rinnovabili e dell'energia nucleare) è quella del confinamento geologico diretto.

Nel presente capitolo verranno considerati gli aspetti generali relativi al confinamento geologico della CO₂, con la descrizione delle diverse tecniche di confinamento e dei principali meccanismi di intrappolamento; verrà inoltre presentata una panoramica dei principali progetti di ricerca e sviluppo di tali tecnologie in corso a livello mondiale.

In termini del tutto generali, per confinamento della CO₂ si intende il suo stoccaggio permanente in siti di diversa natura. Innanzitutto occorre distinguere tra siti per lo stoccaggio geologico e siti per il confinamento oceanico, le cui caratteristiche principali sono riportate in tabella 8.1.

	<i>Vantaggi</i>	<i>Svantaggi</i>
Confinamento geologico	<ul style="list-style-type: none"> • Economicità • Possibilità di utilizzare infrastrutture esistenti • Possibilità di produzione di petrolio o gas • Semplicità nel monitoraggio 	<ul style="list-style-type: none"> • Resistenza dell'opinione pubblica • Notevoli problematiche relative alla sicurezza
Confinamento oceanico	<ul style="list-style-type: none"> • Enormi capacità di stoccaggio • Minore resistenza dell'opinione pubblica • Minore importanza del fattore sicurezza 	<ul style="list-style-type: none"> • Conoscenze allo stato embrionale • Costi generalmente più elevati • Monitoraggio più difficile e costoso

Tabella 8.1. Vantaggi e svantaggi del confinamento geologico e oceanico della CO₂.

8.1 TECNICHE DI CONFINAMENTO OCEANICO

L'oceano rappresenta un serbatoio potenzialmente enorme per il confinamento della CO₂. Tuttavia non è ancora conosciuta l'efficacia a lungo termine dello stoccaggio oceanico e soprattutto non sono ancora chiari gli effetti che si potrebbero generare sull'ecosistema marino.

Un altro aspetto fondamentale da chiarire è quale sia il limite all'interno del quale è possibile sfruttare le profondità dell'oceano come sito ricettore per l'immagazzinamento di elevate quantità di anidride carbonica.

L'iniezione diretta si realizza immettendo una corrente concentrata di anidride carbonica in fondali marini secondo varie opzioni tecniche. Le principali sono:

- iniezione mediante piping a profondità moderate (1'000-2'000 m);
- iniezione mediante navi cisterna a profondità moderate (1'000-2'000 m);
- iniezione, attraverso piattaforme, a profondità elevate (oltre 3'000 m).

In particolare, il confinamento a profondità moderate avviene prevalentemente per dissoluzione in acqua, mentre nel caso dell'iniezione a profondità elevate si favorisce la formazione di idrati, simili al ghiaccio.

Al momento, la migliore strategia per il confinamento oceanico sembrerebbe quella di scaricare la CO₂ a profondità moderate (1'000-2'000 m). Per implementare questa strategia sono stati proposti diversi metodi d'iniezione (figura 8.1). Uno di questi consiste nel trasportare dalle coste la CO₂ liquida attraverso un sistema di condotte e scaricarla attraverso un collettore che si adagia sul fondo del mare, formando un pennacchio di bolle di CO₂ ascendenti. Un'altra possibilità consiste nel trasportare l'anidride carbonica liquida in navi cisterna e scaricarla attraverso una tubazione trascinata dalla nave in movimento. Anche se le modalità di trasporto e d'immissione sono differenti tra loro, i pennacchi risultano simili, per cui la ricerca su tali modalità di iniezione è analoga. La terza possibilità è quella di iniettare la CO₂ in profondità (oltre 3'000 m): in tal caso le condizioni di pressione (maggiori di 30 MPa) e di temperatura (tipicamente inferiore a 2 °C) favorirebbero la formazione di idrati, composti caratterizzati da un volume specifico da 4 a 7 volte maggiore di quello dell'acqua (dando luogo alla formazione dei cosiddetti "laghi di CO₂").

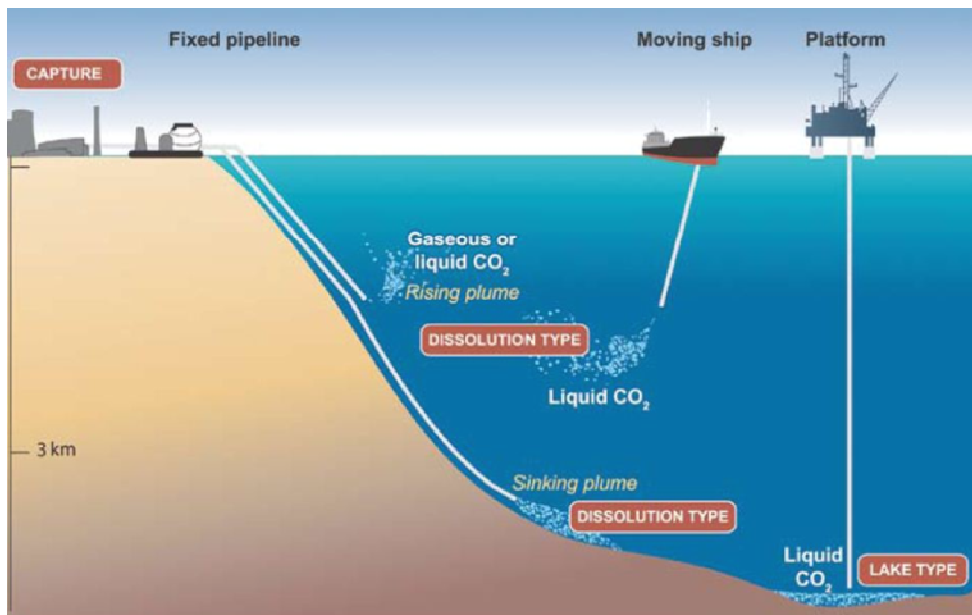


Figura 8.1. Opzioni di iniezione oceanica della CO₂⁷⁹.

In generale, l'efficacia del confinamento oceanico è legata principalmente all'esatta profondità e al posizionamento del sistema di iniezione. Infatti tanto più elevata è la profondità d'immissione, quanto maggiore è l'efficacia dello stoccaggio, anche se con costi maggiori.

Gli effetti dell'iniezione di anidride carbonica sull'ecosistema marino non sono tuttora ben chiari. Fra le possibili conseguenze, può essere contemplato l'abbassamento del pH dell'acqua, risultante dall'acidificazione dell'acqua stessa da parte della CO₂ iniettata. Gli organismi marini bentonici, che risiedono a profondità maggiori di 1'000 m, potrebbero essere i più colpiti dall'abbassamento del pH. Logicamente l'entità dell'impatto è legata al valore di pH raggiunto nonché dalla durata dell'esposizione.

Anche la comunità microbica potrebbe essere colpita, portando a conseguenze non proprio chiare riguardo ai processi bio-geo-chimici, che giocano un ruolo importante nel ciclo del carbonio nell'oceano. L'impatto localizzato potrebbe essere minimizzato attraverso un attento studio dei sistemi per disperdere la CO₂ iniettata.

Le conoscenze sulla fase successiva all'iniezione della CO₂ sono anch'esse molto limitate; in realtà sono stati proposti vari modelli di simulazione, atti a caratterizzare il pennacchio di anidride carbonica; tali modelli, però, non sono stati ancora validati da risultati sperimentali attendibili.

⁷⁹ Fonte: Metz et al., 2005.

Sono disponibili inoltre modelli di circolazione nell'oceano che descrivono ciò che accade al liquido iniettato, simulando il suo comportamento a medio raggio (decine di chilometri dal punto iniezione) e ad ampio raggio (centinaia di chilometri). Tuttavia, essendo tale tipologia di confinamento ancora oggi in fase embrionale, esistono grandi problemi da risolvere quali le incognite che l'impatto di questo fluido potrebbe avere sull'ecosistema marino profondo; pertanto il fatto di non poter escludere la possibilità di impatti negativi sulla fauna e sulla flora sottomarina rende il confinamento oceanico non fattibile allo stato attuale.

8.2 TECNICHE DI CONFINAMENTO TERRESTRE

Il confinamento geologico della CO₂, noto internazionalmente come “CO₂ geological storage”, è divenuto negli ultimi anni progressivamente sempre più importante arrivando a indicare qualsiasi tecnologia che abbia a che fare con il confinamento nel sottosuolo, tramite iniezione della CO₂.

Le aree che, dal punto di vista geologico, hanno le maggiori potenzialità di stoccaggio della CO₂, sono principalmente gli Stati Uniti, il Canada, la Siberia, il Medio Oriente, il nord Africa (figura 8.2). Le stime ipotizzate (estremamente variabili) in differenti studi sulle capacità di stoccaggio geologico della CO₂ tendono tutte a sottolineare l'impatto significativo che il confinamento geologico avrebbe sulla riduzione delle emissioni di CO₂ nel mondo.

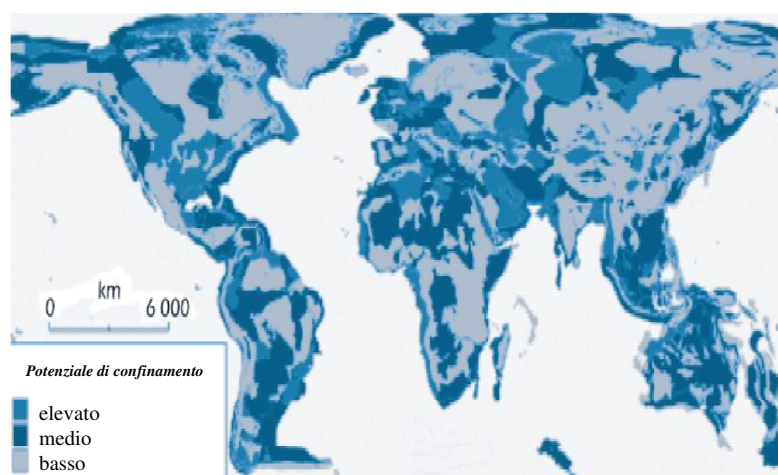


Figura 8.2. Potenzialità di confinamento della CO₂ nel mondo⁸⁰.

⁸⁰ Fonte: Bradshaw e Dance, 2004, citato in IEA GHG, 2009.

La capacità di stoccaggio e i costi di iniezione dipendono da una serie di fattori e possono variare a seconda del tipo di sito considerato. La principale voce che determina il costo complessivo di iniezione riguarda la perforazione del pozzo e, di conseguenza, il numero di trivellazioni necessarie, la profondità della perforazione (in funzione delle caratteristiche del sito) e la vita utile del progetto. Inoltre, un altro aspetto che condiziona fortemente il costo di confinamento è rappresentato dall'ubicazione del sito, che può essere sia sulla terraferma (confinamento on shore) che in mare (confinamento off shore), come schematicamente illustrato in figura 8.3.

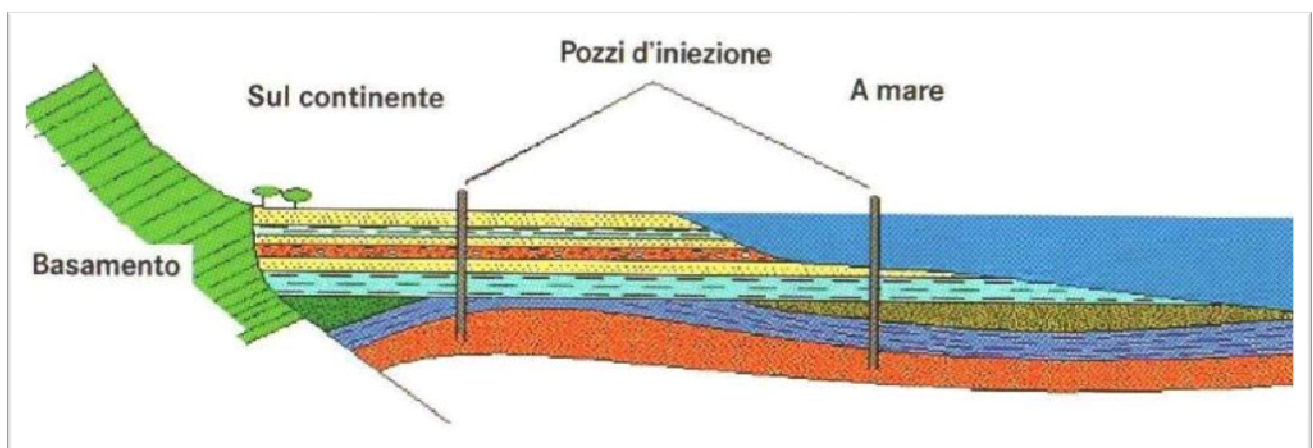


Figura 8.3. confinamento on shore e off shore della CO₂⁸¹.

Le formazioni geologiche contenenti giacimenti petroliferi, riserve di carbone e falde acquifere salate rappresentano oggi la soluzione più interessante per il confinamento dell'anidride carbonica su larga scala. Proprio per questo motivo sono già allo stato operativo diversi progetti dimostrativi sviluppati per la raccolta di dati sperimentali e la valutazione della fattibilità tecnica ed economica delle diverse tecnologie proposte.

Le principali opzioni di confinamento della CO₂ nel sottosuolo sono sostanzialmente quattro:

- Enhanced Oil Recovery (EOR);
- Enhanced Gas Recovery (EGR);
- confinamento geologico in acquiferi salini;
- Enhanced Coal Bed Methane (ECBM).

⁸¹ Fonte: De Paola e Zarlenga, 2010.

Tali tecniche sono illustrate più in dettaglio nel seguito del presente capitolo e schematizzate nella figura 8.4.

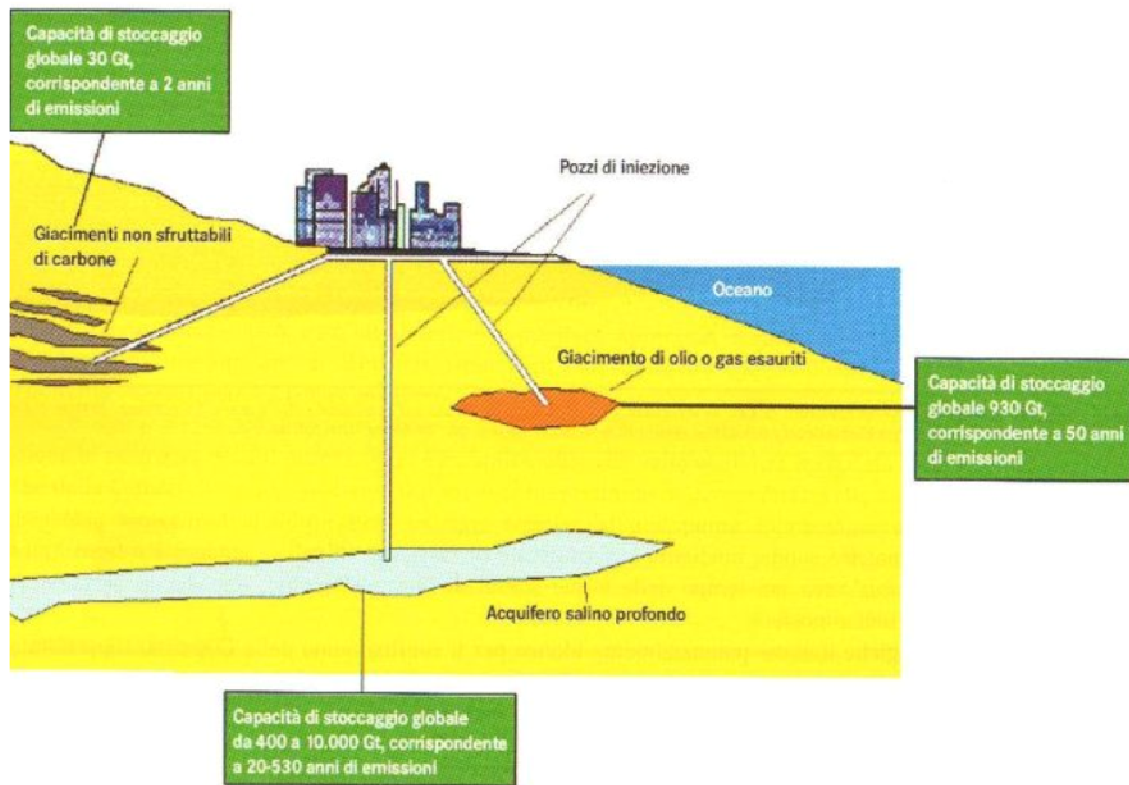


Figura 8.4. *Differenti tipologie di confinamento della CO₂*⁸².

Nella tabella 8.2 vengono invece riportate le stime della capacità di confinamento della CO₂ secondo le tecniche sopra elencate.

<i>Opzione</i>	<i>Capacità [Gt]</i>
Falde acquifere saline profonde	400-10'000
Giacimenti già sfruttati di petrolio e gas	930
Depositi di carbone	30

Tabella 8.2. *Capacità mondiale di confinamento per le differenti opzioni*⁸³.

⁸² Fonte: De Paola e Zarlenga, 2010.

⁸³ Fonte: IEA GHG, 2009.

8.3 MECCANISMI DI INTRAPPOLAMENTO

Il confinamento della CO₂ può realizzarsi sostanzialmente secondo le quattro tipologie di meccanismi di seguito elencate.

1. Intrappolamento strutturale: la CO₂ è intrappolata come fluido supercritico sotto uno strato roccioso (ad esempio argilla o sale) a bassa permeabilità, in modo del tutto simile a quanto avviene nei giacimenti sotterranei di gas naturale. Tale meccanismo si ritiene rappresenti il procedimento di confinamento più efficace e si basa sul fatto che, essendo la CO₂ caratterizzata da un minor peso specifico rispetto all'acqua, essa tende a salire verso l'alto.
2. Intrappolamento residuo: la CO₂ è intrappolata tra gli interstizi molto stretti all'interno della roccia; tali interstizi ne impediscono la migrazione all'interno della roccia stessa.
3. Intrappolamento per dissoluzione: una parte della CO₂ si dissolve nell'acqua salata contenuta nella roccia che costituisce il serbatoio. Così facendo si generano dei movimenti verso il basso, dovuti alla CO₂ disciolta in acqua, e verso l'alto, ad opera della CO₂ libera iniettata.
4. Intrappolamento per mineralizzazione: la CO₂ può reagire direttamente o indirettamente con i minerali e con la materia organica, per diventare parte della matrice solida; il processo dell'intrappolamento minerale, che riguarda solo una piccola percentuale della CO₂ iniettata, si basa su una cinetica di processo molto lenta; pertanto è necessario sviluppare metodologie per incrementare la velocità di reazione e la capacità di segregazione minerale, in modo da ottenere composti stabili che difficilmente restituiranno la CO₂ in superficie.

Appurato che il principale e più importante meccanismo di intrappolamento è di tipo strutturale, l'obiettivo principale della ricerca nel settore della segregazione geologica è quello di ottimizzare il processo di segregazione per dissoluzione, mentre sono sotto studio e perfezionamento gli altri meccanismi citati (intrappolamento residuo e per mineralizzazione) che concorrono comunque ad aumentare l'efficienza e la sicurezza nel tempo del confinamento geologico.

Nonostante quanto precedentemente detto, cioè che il confinamento di CO₂ in formazioni geologiche è molto promettente, rimangono da chiarire numerosi interrogativi su alcune criticità. In particolare, le principali linee di sviluppo riguardano:

- la messa a punto di modelli attendibili per monitorare l'eventuale processo di migrazione della CO₂ in superficie;
- il perfezionamento di tecnologie che consentano un confinamento sicuro e stabile nel lungo termine (oltre 100 anni);
- la riduzione dei costi e del dispendio energetico richiesto per l'immagazzinamento in sistemi geologici;
- l'ottenimento di un consenso pubblico riguardo alle tecnologie proposte.

Di seguito è riportata la tabella 8.3 che riassume, in maniera molto semplificata, i principali vantaggi e svantaggi delle differenti tecniche di confinamento.

<i>Tecnica</i>	<i>Principali vantaggi</i>	<i>Principali svantaggi</i>
Riserve esaurite di gas	<ul style="list-style-type: none"> - maturità tecnologica - possibile impiego di infrastrutture esistenti - stabilità provata - elevate capacità di confinamento 	problemi di sicurezza
Riserve esaurite di petrolio	<ul style="list-style-type: none"> - possibile impiego di infrastrutture esistenti - profondità di confinamento tipicamente inferiori rispetto alle riserve di gas 	<ul style="list-style-type: none"> - problemi di sicurezza - tenuta del gas non provata - capacità di confinamento limitata
EGR	<ul style="list-style-type: none"> - incremento della produzione di metano 	<ul style="list-style-type: none"> - diluizione del gas con parte della CO₂ iniettata - riduzione dell'efficacia dell'iniezione
EOR	<ul style="list-style-type: none"> - incremento della produzione di petrolio - profondità di confinamento tipicamente inferiori rispetto alle riserve di gas 	<ul style="list-style-type: none"> - capacità di confinamento limitata - possibile ritorno in superficie di parte della CO₂ iniettata
Carboniferi, ECBM	<ul style="list-style-type: none"> - incremento della produzione di metano - tenuta del gas provata 	<ul style="list-style-type: none"> - problemi di sicurezza - elevate profondità di confinamento
Acquiferi salini	<ul style="list-style-type: none"> - profondità di confinamento spesso limitata - pressioni d'iniezione limitate - capacità di stoccaggio molto elevate 	<ul style="list-style-type: none"> - tenuta del gas non provata - possibili reazioni della CO₂ con le rocce circostanti - limitata conoscenza dei meccanismi di confinamento
Carbonatazione minerale	<ul style="list-style-type: none"> - elevata potenzialità - semplicità di trasporto dei carbonati solidi 	<ul style="list-style-type: none"> - sviluppo ancora allo stato embrionale - eventuali problemi di smaltimento dei carbonati

Tabella 8.3. Principali vantaggi e svantaggi delle tecniche di confinamento geologico della CO₂.

8.4 CONFINAMENTO MEDIANTE ENHANCED OIL RECOVERY (EOR)

Le riserve di gas e petrolio esaurite o in via di esaurimento rappresentano dei ricettori naturali di anidride carbonica. Queste trappole stratigrafiche si prestano pertanto ad accogliere la CO₂ per tempi geologici lunghissimi.

L'Enhanced Oil Recovery (EOR) consiste nell'iniezione di CO₂ in giacimenti petroliferi prossimi all'esaurimento, al fine di recuperare il petrolio residuo grazie alle variazioni di pressione indotte dalla iniezione di CO₂ nel reservoir. L'incremento della produzione del greggio avviene attraverso due meccanismi primari:

- l'anidride carbonica rimpiazza il petrolio, che viene conseguentemente pompato verso la superficie;
- la CO₂ iniettata si dissolve nel petrolio, diminuendone la viscosità, provocandone la dilatazione e la movimentazione e favorendone quindi l'estrazione.

La CO₂ impiegata per l'EOR proviene normalmente da riserve naturali di anidride carbonica e attraverso una rete di piping viene convogliata al pozzo più vicino e quindi iniettata; eventualmente si può ricircolare la CO₂, separando la stessa dal petrolio fuoriuscito che ne è ricco e reintroducendola nel giacimento.

Per meglio definire i tempi di permanenza dell'anidride carbonica nel sottosuolo sarà necessario approfondire le conoscenze sulla composizione e l'integrità del cap rock (strato roccioso a bassa permeabilità che costituisce una barriera alla fuoriuscita di gas).

Eventuali fenomeni di rilascio della CO₂ possono essere provocati, ad esempio, dai seguenti fenomeni:

- sovrapressioni;
- fratture nei pressi dei pozzi di iniezione o di estrazione;
- perdite per dispersione (leakage) attraverso canali preferenziali.

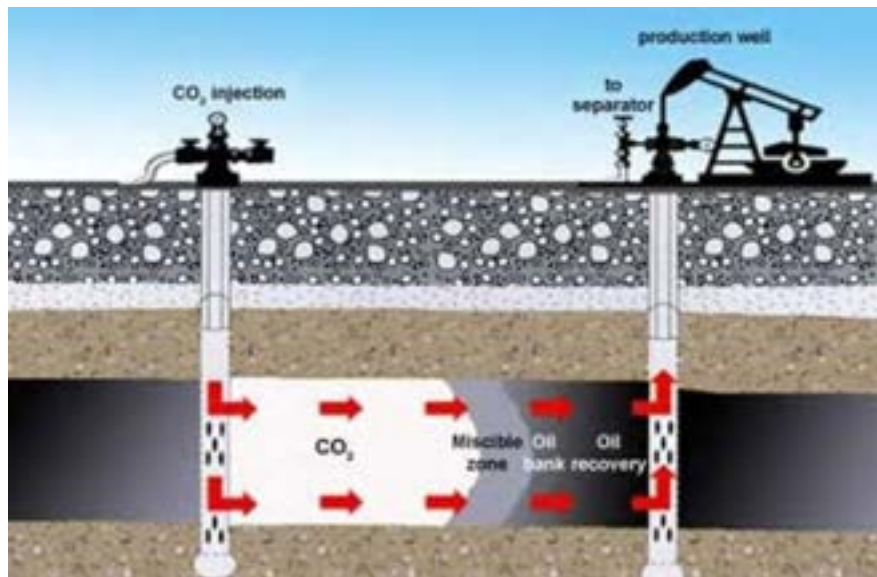


Figura 8.5. Schema di applicazione della tecnica EOR⁸⁴.

Come già evidenziato, la tecnica enhanced oil recovery è concepita, oltre che per contribuire al raggiungimento degli obiettivi ambientali fissati dal protocollo di Kyōto attraverso il confinamento della CO₂, soprattutto per ottenere un maggior sfruttamento del reservoir e quindi massimizzare la produzione di petrolio. Infatti per le compagnie petrolifere è conveniente iniettare CO₂ nei bacini esauriti, in quanto gli investimenti necessari per applicare le tecniche EOR hanno un ritorno economico immediato grazie alla vendita del petrolio recuperato con l'iniezione della CO₂.

Per le ragioni sopra esposte, le tecniche EOR sono oggi impiegate in giacimenti esauriti di petrolio (principalmente in Canada e negli Stati Uniti), sfruttati inizialmente con tecniche di produzione tradizionali, e iniettano anidride carbonica appositamente acquistata dalle raffinerie o dagli impianti di gassificazione operanti nella zona.

Nel seguito sono presentate brevemente le principali applicazioni della tecnologia EOR.

Il Weyburn project

Uno dei più importanti progetti al mondo di confinamento geologico della CO₂ è il IEA-EC Weyburn Project (mostrato nelle figure 8.6 e 8.7 e schematicamente illustrato nella figura 8.8), gestito da Encana. Si tratta di un progetto iniziato operativamente nel 2000 e partecipato da diversi partner europei (Riding e Rochelle, 2005).

⁸⁴ Fonte: Scottish Centre for Carbon Storage website www.geos.ed.ac.uk, giugno 2011.



Figura 8.6. Il campo petrolifero di Weyburn, in Canada⁸⁵.



Figura 8.7. Vista aerea del campo petrolifero di Weyburn, in Canada⁸⁶.

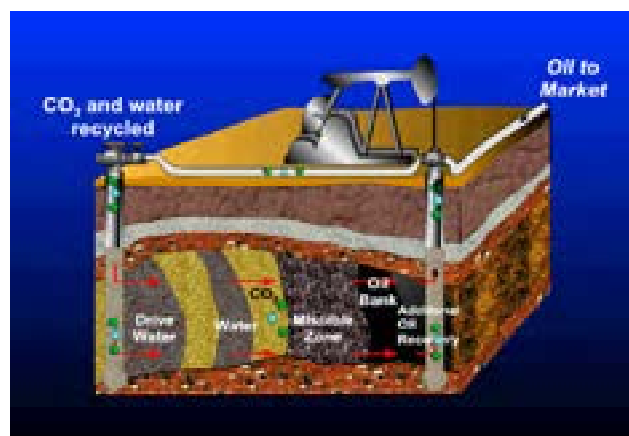


Figura 8.8. Schematizzazione dell'applicazione della tecnica EOR a Weyburn⁸⁷.

⁸⁵ Fonte: gentile concessione di Encana.

⁸⁶ Fonte: gentile concessione di Encana.

⁸⁷ Fonte: gentile concessione di Encana.

La riserva di Weyburn è uno dei serbatoi di petrolio più grandi esistenti in America del Nord, ed è situato a nord del Williston Basin, a 130 km a Sud-Est di Regina (Saskatchewan, Canada). Da questa grande riserva fu estratto petrolio fin dal 1954 e per 10 anni, quando fu attuato un importante piano di iniezione d'acqua finalizzato a un'ulteriore produzione di greggio. Fino al 1996 sono stati prodotti 326 milioni di barili di petrolio, ossia il 23% dei 1,4 miliardi di barili stimati per la riserva stessa. Il progetto Weyburn ha come obiettivo quello di produrre ulteriori 130 milioni di barili ed estendere la vita del giacimento di ulteriori 25 anni. Nel giugno del 2000 il programma è stato definitivamente lanciato dal Petroleum Technology Research Centre (PTRC): la CO₂, con una purezza del 95% in volume, è fornita dalla compagnia Dakota Gasification Company (North Dakota, Stati Uniti) ed è trasportata attraverso una pipeline di 320 km per poi essere iniettata a una profondità di 1300-1500 m.

Al termine dell'intero progetto, saranno immagazzinate circa 20 milioni di tonnellate di anidride carbonica. Il monitoraggio e lo studio del confinamento geologico è affidato a un team internazionale multidisciplinare, in stretto contatto per documentare le varie fasi dell'esperimento. L'equipe tiene sotto controllo svariati aspetti connessi al progetto: sono condotti rilievi sismici bi-dimensionali per ottenere informazioni sulla struttura centrale del giacimento, studi idrogeologici per valutare la direzione e la velocità di scorrimento della falda acquifera e campionamenti per misurare l'evoluzione nella composizione chimica dell'ambiente sotterraneo. Un gruppo di ricerca focalizza la sua analisi sulla previsione e quindi la modellizzazione dell'impatto a breve-lungo termine della CO₂ nei confronti dei fluidi e delle rocce della riserva. A intervalli regolari, durante l'immissione di CO₂, sono prelevati campioni del terreno sottostante per analizzare le caratteristiche chimiche di acqua e gas e quindi valutare eventuali cambiamenti della composizione chimica nell'arco degli anni dell'esperimento; il risultato di queste analisi sarà elaborato per prevedere nel lungo termine lo sviluppo delle reazioni chimiche.

Un altro gruppo di ricerca realizza rilievi sotterranei per studiare il comportamento dinamico della riserva in risposta all'iniezione di CO₂ e quindi valuta il possibile movimento del gas iniettato e le eventuali vie di fuga dell'anidride carbonica attraverso il caprock.

Il giacimento Teapot Dome

Il giacimento di petrolio di Teapote Dome, in Wyoming (Stati Uniti), ha assunto particolare rilevanza per il confinamento dell'anidride carbonica, iniziato nel 2006, e per il contemporaneo aumento della produzione di petrolio.

Il giacimento K12-B

Nel mare del Nord, a circa 150 km a Nord-Ovest di Amsterdam, è ubicato il giacimento K12-B. Fin dal 1987, da tale giacimento si estrae metano ad alto contenuto di CO₂, mentre dal 2004 circa 60'000 t di anidride carbonica (separata dallo stesso metano) sono state nuovamente iniettate nel giacimento.



Figura 8.9. Localizzazione del giacimento K12-B nel mare del Nord⁸⁸.

⁸⁸ Fonte: K12-B website www.k12-b.nl, giugno 2011.



Figura 8.10. Piattaforma di estrazione e iniezione del giacimento K12-B nel mare del Nord⁸⁹.

8.5 CONFINAMENTO MEDIANTE ENHANCED GAS RECOVERY (EGR)

L'Enhanced Gas Recovery (EGR) consiste nel confinamento geologico della CO₂ in giacimenti di gas naturale. Parte della CO₂ iniettata viene nuovamente estratta insieme al gas naturale e quindi dev'essere da questo separata (al fine riportare la percentuale residua di CO₂ nel gas naturale al di sotto della soglia per la sua accettabilità commerciale), per essere successivamente reiniettata nel giacimento. Proprio a causa di tale miscelazione, l'applicazione della tecnica enhanced gas recovery ai fini del confinamento geologico della CO₂ risulta particolarmente critica e difficoltosa. Il principale rischio è che già a pochi mesi dall'inizio della fase di iniezione possano manifestarsi problemi di eccessiva risalita della CO₂ insieme al gas combustibile prodotto.

Il potenziale di stoccaggio globale dei giacimenti esauriti di gas è stimato pari a circa 800 Gt di CO₂ ed è significativamente maggiore di quello dei giacimenti esauriti di petrolio (compreso fra 130 e 350 Gt di CO₂).

In Europa la capacità di stoccaggio nei giacimenti di gas naturale è valutabile in circa 40 Gt. L'Italia stessa presenta buone opportunità, ma per una attendibile stima dovranno essere valutate le diverse situazioni geodinamiche (legate alla presenza di numerose faglie e fratture), sismiche (per la presenza di numerose zone ad alto rischio sismico) e l'intensa attività vulcanica di alcune aree.

⁸⁹ Fonte: K12-B website www.k12-b.nl, giugno 2011.

È necessario comunque evidenziare che in letteratura sono attualmente disponibili ancora pochi lavori che trattano del confinamento geologico della CO₂ nei giacimenti di gas naturale, così come sono altrettanto rari i test-site operativi di tale tipo di stoccaggio.

8.6 CONFINAMENTO IN FORMAZIONI ACQUIFERE SALINE

Le formazioni acquifere saline sono le riserve più comuni nel sottosuolo, sono normalmente caratterizzate da ampi volumi e sono disponibili praticamente ovunque. Sono le riserve potenzialmente più capienti tra quelle descritte finora e, proprio per questo motivo, sono oggetto di continui studi di approfondimento.

In genere gli acquiferi sono costituiti da strati di roccia sedimentaria porosa, più o meno compatta, contenente acqua salata. A seconda della permeabilità, i gas e/o i liquidi possono più o meno fluire attraverso lo strato. Molto spesso al di sopra dell'acquifero si ritrovano strati di roccia quasi completamente impermeabile (per esempio argilla), che garantiscono la tenuta del bacino stesso.

Le tecniche di confinamento della CO₂ prevedono l'utilizzo di sonde di perforazione sino al raggiungimento dell'acquifero dove viene introdotta l'anidride carbonica che in parte entra in soluzione nell'acqua mentre la restante rimane in forma gassosa dando luogo alla formazione di sacche di gas. Nel lungo periodo (dell'ordine delle centinaia di migliaia di anni) possono anche aver luogo reazioni chimiche di fissazione con le rocce stesse. In particolare, in presenza di silicati (soprattutto di magnesio), la CO₂ può dare luogo a reazioni di precipitazione di carbonati con produzione di silice, fissandosi in modo permanente.

Anche se gli studi in tale settore sono iniziati fin dai primi anni '90, rimangono ancora molti aspetti da definire; in particolare, i principali punti che devono essere meglio compresi sono:

- capacità di confinamento;
- velocità di distribuzione della CO₂;
- caratteristiche del caprock (bassa permeabilità e quindi basso potenziale di fuoriuscita della CO₂);
- resistenza alla corrosione dei materiali usati per i pozzi d'iniezione.

Il principale processo che governa il confinamento della CO₂ negli acquiferi salini è ben conosciuto: l'iniezione dell'anidride carbonica porta a uno spostamento immiscibile di una fase liquida (acqua salata) causato da una fase gassosa meno densa e viscosa (anidride carbonica). Poiché la CO₂ è solubile in acqua, parte della stessa si discioglie (le formazioni profonde oltre 2'000 m sembrerebbero essere quelle più indicate). Le caratteristiche termofisiche (densità, viscosità e solubilità) di acqua e anidride carbonica che determinano il comportamento del flusso sono ben note, così come la loro dipendenza da pressione, temperatura e salinità. La solubilità in condizioni di equilibrio della CO₂ in acqua decrementa di un fattore 6 tra 10 e 150 °C e diminuisce anche con la salinità della falda acquifera. La percentuale di dissoluzione della CO₂ in acqua dipende dalla dimensione e dal volume dell'interfaccia gas-liquido.

Un aumento della capacità di confinamento può essere determinato dalla presenza nel reservoir di minerali come la calcite (CaCO₃), che potrebbero disciogliersi in risposta all'iniezione di CO₂. Inoltre un considerevole incremento della capacità di stoccaggio è reso possibile da reazioni eterogenee con alluminosilicati (mineral trapping), che tuttavia presentano una cinetica di reazione meno veloce (centinaia di anni per il raggiungimento dell'equilibrio) rispetto ai carbonati.

Nella valutazione di fattibilità di un progetto di confinamento geologico della CO₂, l'utilizzo delle falde acquifere saline profonde come sito di stoccaggio presenta aspetti differenti rispetto al confinamento in giacimenti di petrolio e gas, in particolare:

- le riserve di gas e petrolio esistono per la presenza di una trappola strutturale-stratigrafica che già di per se garantisce la tenuta della CO₂; l'identificazione di formazioni saline può essere più problematica, soprattutto perché si hanno maggiori difficoltà nello stabilire l'estensione e l'integrità del caprock;
- l'iniezione della CO₂ porta inevitabilmente a un incremento della pressione della formazione acquifera; per tale motivo andranno compresi meglio i possibili effetti della pressurizzazione sull'integrità del caprock, sulla conformazione superficiale e sulla sismicità indotta;
- l'iniezione dell'anidride carbonica nelle formazioni contenenti acqua salata raramente è accompagnata da una rimozione della stessa (contrariamente a quanto avviene con le tecniche EOR ed EGR).

Nel seguito si riporta un elenco delle principali esperienze maturate nel settore del confinamento geologico dell'anidride carbonica in formazioni acquifere saline.

Sito di confinamento di In Salah

Circa 1,2 Mt di CO₂ vengono confinate ogni anno in un acquifero salino a 1'800-2'000 m di profondità situato a circa 20 km di distanza dall'impianto di In Salah (Algeria) di estrazione di gas naturale (figura 8.11), il quale contiene circa l'1,9 % di CO₂). Secondo le stime, tale confinamento consentirà, nel corso dell'intera vita del progetto, di ridurre le emissioni di CO₂ dell'impianto del 60%.



Figura 8.11. L'impianto di In Salah in Algeria⁹⁰.

Il sito di Sleipner nel mare del Nord

La più imponente operazione di recupero e confinamento geologico della CO₂ attualmente in corso è quella condotta presso il giacimento di gas naturale di Sleipner, nell'area norvegese del mare del Nord (figura 8.12). Tale applicazione rappresenta il primo progetto di confinamento dell'anidride carbonica eseguito con sole motivazioni di tutela ambientale e di riduzione delle emissioni antropiche di gas a effetto serra.

⁹⁰ Fonte: In Salah Gas website www.insalahco2.com, giugno 2011.



Figura 8.12. La piattaforma di estrazione di metano di Sleipner, nel mare del Nord⁹¹.

Ogni anno un milione di tonnellate di CO₂ vengono separate dal gas naturale estratto, al fine di riportarne il tenore agli standard commerciali. L'anidride carbonica recuperata viene iniettata dal 1996 in una falda acquifera salata situata a oltre 800 metri di profondità sotto il mare del Nord (figura 8.13).

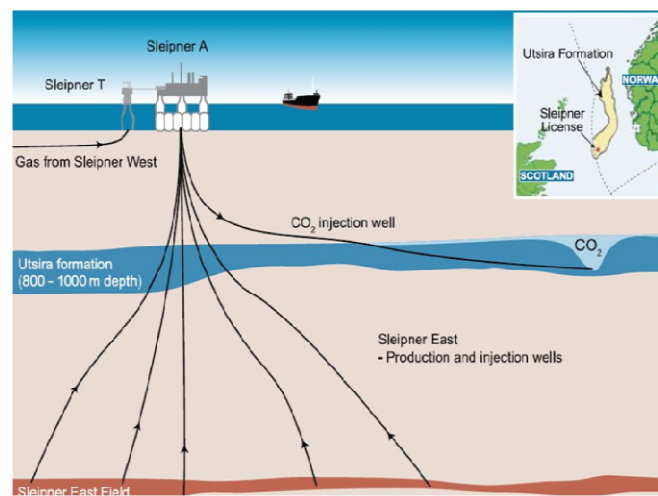


Figura 8.13. Rappresentazione del confinamento della CO₂ nel giacimento di Sleipner⁹².

A tali operazioni è abbinato un programma di ricerca europeo denominato Saline Aquifer CO₂ Sequestration (SACS). L'obiettivo del programma è quello di acquisire conoscenze sul comportamento della CO₂ negli strati sotterranei e di costruire un modello matematico

⁹¹ Fonte: Statoil website www.statoil.com, giugno 2011.

⁹² Fonte: Metz et al., 2005.

dell'architettura del serbatoio al fine di disporre di uno strumento che permetta di proiettarsi in avanti e valutare il suo comportamento nelle prossime migliaia di anni.

Il sito giapponese di Nagaoka

L'istituto giapponese RITE (Research Institute of Innovative Technology for the Earth) insieme all'ENAA (Engineering Advancement Association of Japan) ha realizzato uno studio sul confinamento geologico della CO₂ in acquiferi salini situati a Nagaoka, a 200 km a Nord di Tōkiō.

In particolare, nel corso del progetto sono stati studiati i comportamenti di migrazione della CO₂ dopo che, tra luglio 2003 e gennaio 2005, ne sono state iniettate circa 10'000 t⁹³.

Il progetto CO₂-SINK e il sito di Ketzin

Nell'ambito del progetto CO₂-SINK, finanziato dalla Comunità Europea, viene studiato il comportamento della CO₂ confinata in un acquifero salino situato a una profondità compresa tra 600 e 700 metri presso Ketzin (figura 8.14), a Ovest di Berlino (Germania). L'obiettivo della sperimentazione è quello di poter monitorare di continuo, tramite tecniche geofisiche e geochimiche, i pozzi di iniezione della CO₂ e la diffusione del gas nel sottosuolo.



Figura 8.14. Il sito di confinamento di Ketzin, in Germania⁹⁴.

⁹³ Fonte: RITE website www.rite.or.jp, giugno 2011.

⁹⁴ Fonte: CO₂-SINK website www.co2sink.org, giugno 2011.

8.7 CONFINAMENTO IN FORMAZIONI DI CARBONE (ECBM)

L'Enhanced Coal Bed Methane (ECBM) consiste nel confinamento geologico della CO₂ in letti di carbone non coltivabili, con conseguente rilascio, per sostituzione, del metano presente nella struttura stessa del minerale (figura 8.15).

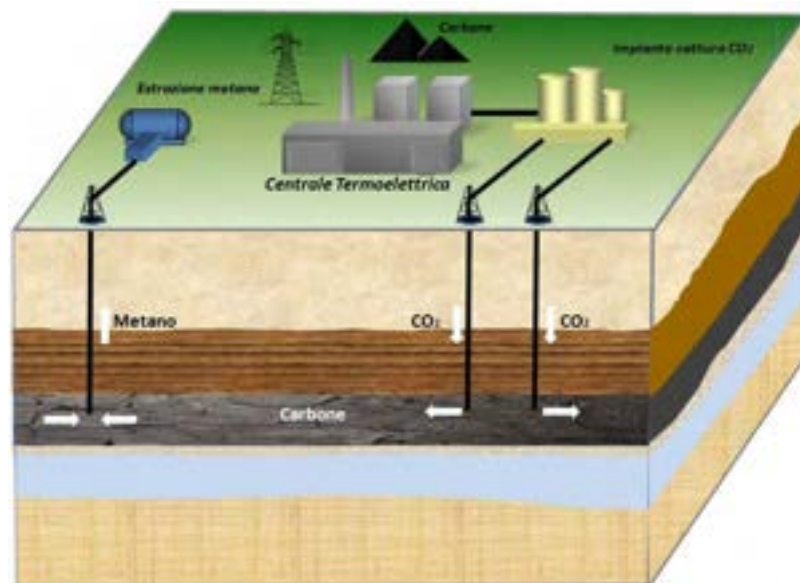


Figura 8.15. Schema funzionale della tecnologia ECBM.

Come noto, le applicazioni delle tecniche Coal Bed Methane (CBM) riguardano la produzione del metano che si trova all'interno dei giacimenti di carbone, formatosi durante il processo di carbonizzazione, e che si libera naturalmente per semplice depressurizzazione della vena carbonifera attraverso l'estrazione dell'acqua in essa presente. Con tali operazioni si riesce a recuperare una percentuale del metano presente nella vena che va tipicamente dal 20% al 60%.

Le tecniche enhanced coal bed methane sono basate sulla iniezione della CO₂ negli strati carboniferi profondi e consentono di estrarre una maggior quantità di metano (talvolta anche ben oltre il 90%), con il vantaggio di realizzare il confinamento geologico della CO₂ in strati carboniferi difficilmente soggetti a sfruttamento minerario e di favorire parallelamente l'estrazione del metano.

La tecnica ECBM presenta evidenti vantaggi rispetto a quelle che si basano sull'impiego di altri ambienti di stoccaggio (principalmente giacimenti petroliferi e di gas naturale) in quanto i giacimenti di carbone sono presenti in ogni continente e interessano circa i 2/3 dei paesi del pianeta.

L'esperienza sino a ora maturata nello sviluppo delle tecnologie di confinamento geologico della CO₂ ha permesso di definire una serie di criteri per la selezione del sito ideale per l'applicazione della tecnica ECBM. In particolare, le caratteristiche del sito ideale possono essere riassunte nel modo seguente:

1. omogeneità e isolamento – il reservoir di carbone negli strati profondi del giacimento dovrebbe essere lateralmente continuo e stratigraficamente isolato, al fine di consentire il contenimento della CO₂ iniettata nel reservoir e di ottenere una efficiente distribuzione laterale del gas iniettato attraverso lo stesso;
2. confinamento – i letti di carbone dovrebbero essere contenuti fra strati di rocce impermeabili;
3. struttura semplice – le vene di carbone dovrebbero avere il minimo numero di faglie e pieghe, o comunque il minor numero possibile di complicazioni della struttura geologica; infatti faglie ancora attive e fratturazioni possono essere causa di migrazione di CO₂, sebbene i processi di diffusione e di convezione dei fluidi dal sottosuolo profondo verso la superficie siano molto lenti;
4. adeguata permeabilità primaria (interna al carbone stesso) e secondaria (dei clivaggi e delle microdiscontinuità) – una moderata “cleat permeability” è necessaria per ottenere una effettiva produzione ECBM; permeabilità minori possono essere accettabili se il carbone ha un'adeguata iniettività e un adeguato spessore;
5. geometria del carbone – pochi e spessi letti di carbone sono preferibili a letti di carbone stratigraficamente dispersi (multipli e fini);
6. condizioni di saturazione del GIP (gas in place) – per un migliore rendimento nella estrazione di CH₄ con tecniche ECBM, i carboni saturati con metano sono preferibili a carboni sottosaturati (Law e Rice, 1993).

La selezione dei settori geologici idonei allo sviluppo di tecniche ECBM deve inoltre tener in conto i seguenti aspetti (Van Voast, 2005):

- profondità del carbone approssimativamente compresa tra 800 e 1'500 m, in prossimità della quale si ha massima produzione di idrocarburi;
- caratteristiche del carbone (composizione, rango, macerali, ceneri, umidità, etc);
- geochimica dei fluidi;

- circolazione dei fluidi e idrogeologia;
- conoscenza approfondita dei movimenti tettonici di sollevamento a livello regionale che hanno interessato il bacino carbonifero nel suo passato geologico.

Di seguito è presentata una breve carrellata dei principali progetti di sviluppo della tecnologia ECBM attualmente in corso a livello mondiale.

Il progetto Recopol

Il progetto Recopol è un progetto dimostrativo cofinanziato dall'Unione Europea, con lo scopo di confinare in modo permanente l'anidride carbonica negli strati profondi di carbone. L'impianto pilota (figura 8.16) è ubicato presso il bacino di Silesia, in Polonia, e la CO₂ viene iniettata alla profondità di circa 1'000 m con il recupero di metano attraverso un pozzo di estrazione.



Figura 8.16. L'impianto pilota Recopol, in Polonia⁹⁵.

Il progetto ha avuto inizio nel 2001 mentre l'attività sperimentale di iniezione della anidride carbonica nel bacino carbonifero è iniziata nel luglio 2004 ed è proseguita sino al giugno 2005, confinando, globalmente, circa 760 t di gas.

⁹⁵ Fonte: CO₂ Club website www.co2club.it, giugno 2011.

Alberta project

Un impianto dimostrativo per testare la tecnologia ECBM è stato installato in Alberta (Canada): anche in tale sito la CO₂ è iniettata in uno strato profondo e non coltivabile di carbone. Molti depositi di carbone in Canada sono ricchi di metano pertanto si studiano tecniche quali la “fratturazione” del carbone presente in prossimità dei pozzi, in maniera tale da incrementare l’estrazione del combustibile.

Allison Unit project

Tra i più importanti progetti ECBM al mondo si può citare quello realizzato dalla Allison Unit che, presso Navajo City, nella parte settentrionale del New Mexico (Stati Uniti), in corrispondenza del San Juan Basin, negli anni '90 ha avviato un impianto pilota (figura 8.17) di produzione di metano con iniezione di CO₂.



Figura 8.17. L'impianto pilota del San Juan Basin, nel New Mexico (USA)⁹⁶.

Il campo pilota fu messo in operatività dalla Enterprise Burlington Resource. La produzione CBM della Allison Unit iniziò nel 1989 mentre dal 1995 al 2001 si passò alla tecnica ECBM, con la

⁹⁶ Fonte: Southwest Carbon Partnership website www.southwestcarbonpartnership.org, giugno 2011.

realizzazione di 4 pozzi di iniezione di CO₂ e di 16 pozzi di estrazione di CH₄. Una schematizzazione del processo è mostrata nella figura 8.18.

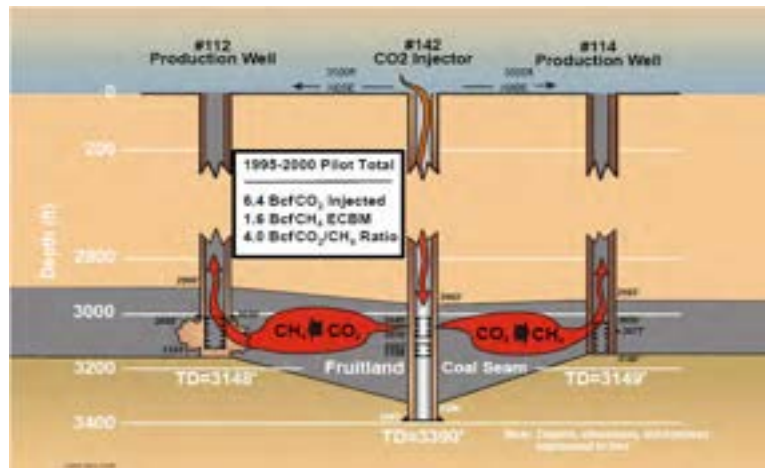


Figura 8.18. Schema applicativo della tecnica ECBM al bacino di San Juan, New Mexico.

La sorgente industriale della CO₂ era il McElmo Dome in Colorado, collegata al sito tramite una pipeline alla pressione di 10,4 MPa.

L'aumento dell'estrazione di metano dovuto all'iniezione della CO₂ si stima sia stato compreso tra il 77 e il 95% rispetto all'originario GIP (Gas In Place) presente all'interno dell'area sfruttata con tecnica ECBM. La produzione media si è stabilizzata a circa 3,7 Mm³ in 6 anni, corrispondenti a circa 1'630 m³/g (circa un decimo della produzione tipica dei reservoir di gas naturale convenzionali).

8.8 LA FUORIUSCITA DI ANIDRIDE CARBONICA DAI GIACIMENTI NATURALI

Il confinamento geologico della CO₂, come già detto, ha senso solamente se è permanente, senza alcuna risalita e fuoriuscita del gas in superficie. Una soluzione ottimale per capire quali possano essere gli effetti generati da eventuali perdite di anidride carbonica dai siti utilizzati per il confinamento è studiare siti caratterizzati dalla fuoriuscita naturale della CO₂.

I giacimenti naturali di anidride carbonica sono, nel mondo, parecchio diffusi; in particolare, in Italia ci sono diverse aree dove la fuoriuscita di anidride carbonica avviene in maniera naturale senza generare effetti nocivi per l'ecosistema.

Di seguito è presentata una breve carrellata dei principali siti italiani nei quali sono in corso studi relativi alla fuoriuscita di anidride carbonica.

Sito di Latera (Lazio)

L'area di Latera (provincia di Viterbo) è localizzata nel Lazio settentrionale e fa parte del distretto vulcanico dei monti Vulsini, localizzato lungo la costa tirrenica della penisola italiana. Lo sviluppo di questo distretto vulcanico è legato alla tettonica estensionale post-miocenica.

Il sito di Latera è considerato un ottimo laboratorio naturale, con numerose zone di emissione di gas ricco di CO₂ caratterizzate dalla presenza di faglie normali, principalmente orientate nella direzione Nord-Sud e Nordovest-Sudest, che costituiscono la principale via di fuga per i gas interstiziali.

La figura 8.19 mette in evidenza l'area di fuoriuscita del gas, identificabile dall'assenza della vegetazione; via via che ci si allontana da tale zona la vegetazione non sembra risentire delle emissioni di gas.

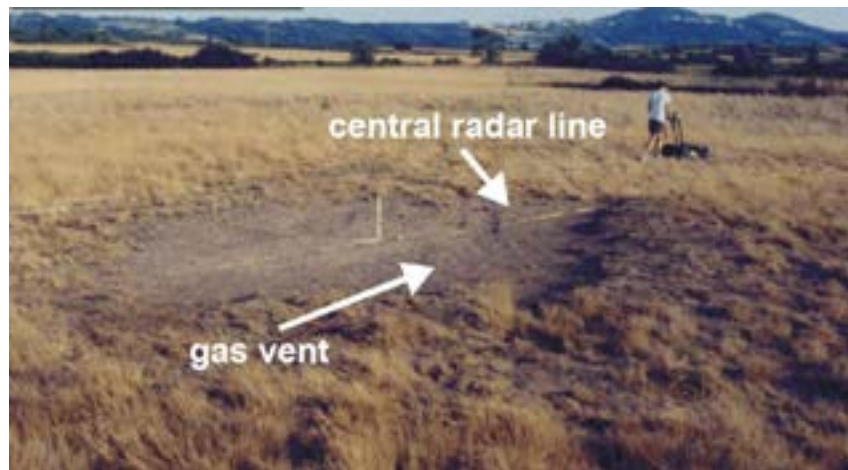


Figura 8.19. Analisi tramite georadar per identificare la fuoriuscita di CO₂ nel sito di Latera⁹⁷.

Pettinelli et al. (2004) hanno evidenziato come la presenza di un gas ad alta velocità di flusso possa influenzare l'ambiente in superficie, condizionando la crescita delle piante anche se per una ridotta zona di influenza. Da notare però come, nel lungo periodo, la fuoriuscita di gas non abbia influito sulla sicurezza degli abitanti locali.

⁹⁷ Fonte: Pettinelli et al., 2004.

Un'altra tecnica utilizzata per individuare la fuoriuscita naturale della CO₂, consiste nell'utilizzo del telerilevamento. I ricercatori dell'Istituto Nazionale di Oceanografia e Geofisica Sperimentale (OGS) di Trieste, in collaborazione con l'Università La Sapienza di Roma e il British Geological Survey (BGS), hanno mappato zone caratterizzate dalla fuoriuscita spontanea di gas dal sottosuolo (rappresentate dalle zone colorate nella figura 8.20). I ricercatori hanno effettuato una serie di rilievi aerei sull'area di Latera, interpretando il profilo della vegetazione che circonda le aree dove c'è emissione di CO₂. Nelle aree con bassa concentrazione di CO₂ la vegetazione è sana mentre in quelle a elevata presenza di CO₂ la vegetazione appare “stressata”.

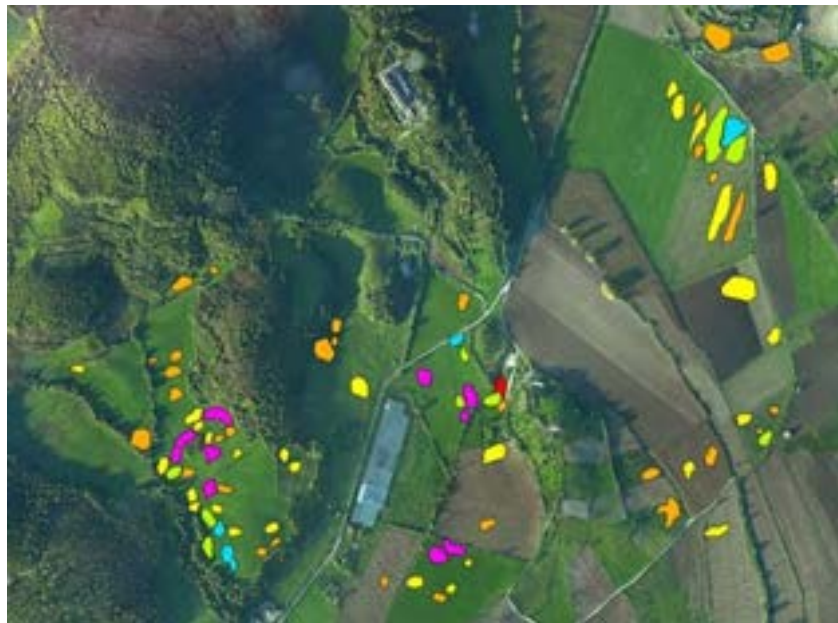


Figura 8.20. Immagine aerea della Caldera di Latera⁹⁸.

Sito di Panarea (Sicilia)

Ad Est dell'isola vulcanica di Panarea, facente parte dell'arcipelago delle Eolie (in Sicilia) è presente un'area (di circa 3 km²) dove si manifestano emissioni naturali di gas dal fondo marino, studiate sin dal 1980.

Il sito mostra ottime caratteristiche che ne fanno un laboratorio naturale per lo sviluppo dei sistemi di monitoraggio della fuoriuscita di CO₂ dai fondali marini (figure 8.21 e 8.22).

⁹⁸ Fonte: Moia, 2008.



Figura 8.21. Fuoriuscita naturale di CO₂ dai fondali dell'isola di Panarea⁹⁹



Figura 8.22. Fuoriuscita naturale di CO₂ dai fondali dell'isola di Panarea¹⁰⁰

La fuoriuscita del gas, che avviene prevalentemente lungo lineamenti in corrispondenza di fratture e piani di discontinuità, presenta una composizione costituita per il 98% da CO₂ e per l'1,7% da H₂S e altri gas in tracce (Lombardi, 2010).

⁹⁹ Fonte: Caramanna et al., 2010.

¹⁰⁰ Fonte: Caramanna et al., 1010.

Tali fuoriuscite naturali influenzano la composizione chimica dell'acqua marina, in particolare i valori di pH e il potenziale redox del contesto locale. L'aumento dell'acidità dell'acqua (ovvero la riduzione del pH) indica direttamente la vicinanza al luogo di emissione del gas; l'acidità inoltre influenza la vita animale e vegetale locale, con una forte riduzione delle forme di vita, soprattutto quelle dotate di gusci o conchiglie calcaree.

Ulteriori condizionamenti sono stati osservati sugli organismi vegetali; in particolare si notano danni alla posidonia oceanica, al posto della quale si stanno sviluppando altre forme di alghe.

8.9 POSSIBILITÀ DI FUORIUSCITA DELL'ANIDRIDE CARBONICA DAI SITI DI CONFINAMENTO

I siti scelti per il confinamento dell'anidride carbonica, se presentano determinati requisiti, non dovrebbero originare significativi fenomeni di rilascio di gas.

Un requisito fondamentale riguarda l'ubicazione in aree non a rischio sismico; pertanto la scelta del sito di confinamento deve essere fatta individuando formazioni geologiche stabili.

Il rischio principale correlato con il confinamento può manifestarsi a seguito dell'iniezione della CO₂ e la successiva fuoriuscita della stessa verso la superficie attraverso pozzi profondi "difettosi" (perchè magari costituiti da materiali soggetti a corrosione) o tramite sistemi naturali quali faglie e fratture.

La migrazione di significative quantità di gas avviene per avvezione, ovvero mediante uno di masse gassose da zone a maggior pressione verso aree a minor pressione, e solo la presenza di una roccia di copertura impermeabile ne garantisce il confinamento definitivo.

È ovvio che la pericolosità della CO₂ è associata a un rilascio della stessa molto rapido in spazi ristretti, che determina alte concentrazioni, ma è anche vero che nel processo di iniezione in sottosuolo dell'anidride carbonica, ad esempio negli strati carboniferi, eventuali perdite di gas sarebbero lente e diffuse. In tali casi la migrazione del gas verso la superficie è comunque molto bassa (esistono metodi geochimici e geofisici che ne consentono il monitoraggio), tale da poterla paragonare alla fuga di CO₂ o di metano da un giacimento naturale; inoltre solo la concomitanza di condizioni specifiche potrebbe generare la perdita di gas dalla roccia serbatoio.

Come tecnica di monitoraggio per rilevare la presenza di gas nel terreno potrebbero essere utilizzati appositi sensori per il rilevamento della concentrazione di CO₂, da posizionarsi

superficialmente vicino ai pozzi di iniezione. Inoltre l'eventuale presenza di gallerie minerarie nella zona permetterebbe il monitoraggio del gas all'interno di esse.

Un altro metodo per rilevare l'eventuale fuoriuscita dell'anidride carbonica si basa sull'analisi della composizione chimica dell'acqua. In tal modo si possono rilevare le variazioni del pH, influenzato dall'azione acidificante dell'anidride carbonica.

Nel caso di applicazione della tecnica ECBM, ulteriori aspetti del monitoraggio riguardano la verifica della composizione del gas prodotto e, in particolare, dell'eventuale aumento del valore di CO₂, che solitamente si manifesta lento e graduale in un gas estratto composto quasi esclusivamente da metano.

9. Principali progetti internazionali di ricerca e sviluppo sulle tecnologie CCS

Il presente capitolo riporta una carrellata generale dei principali progetti internazionali di ricerca e sviluppo (in particolare su scala dimostrativa) delle tecnologie CCS.

In termini del tutto generali, il Global CCS Institute definisce impianti CCS di “larga scala” quelli che operano la separazione e il confinamento di almeno l’80% della CO₂ prodotta nella misura di almeno 1,0 Mt all’anno per gli impianti alimentati a carbone e di almeno 0,5 Mt all’anno per gli impianti alimentati con gas naturale (Global CCS Institute, 2010).

In virtù dei costi ancora piuttosto elevati, le principali applicazioni su larga scala delle tecnologie CCS sono oggi esclusivamente di carattere dimostrativo, volte principalmente alla messa a punto dei processi e alla conseguente progressiva riduzione dei costi di installazione e di gestione, condizione necessaria a una più ampia diffusione industriale delle tecnologie in questione.

Relativamente al sistema di separazione dell’anidride carbonica, la maggior parte dei progetti CCS attualmente in corso è orientata allo sviluppo di tecnologie pre-combustione e, secondariamente, post-combustione. In particolare, a titolo di esempio, si riporta la figura 9.1, che mostra una distribuzione dei principali progetti CCS per tipologia del processo di separazione dell’anidride carbonica.

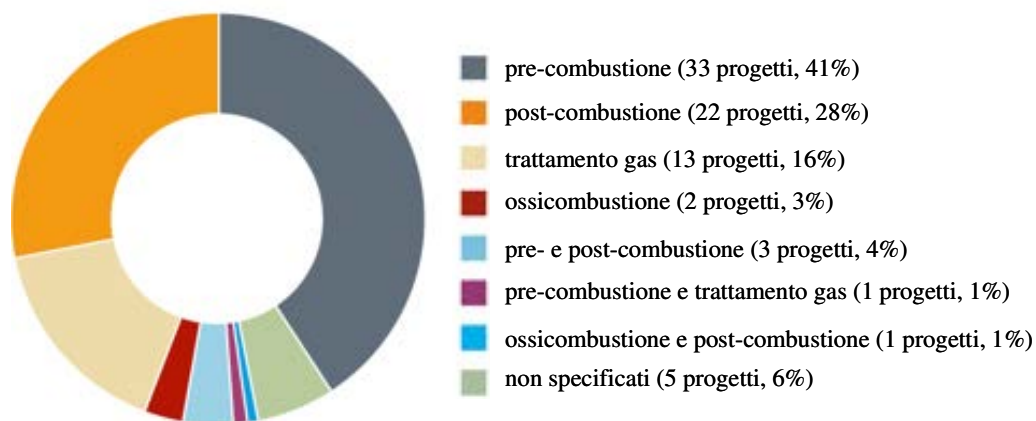


Figura 9.1. Classificazione dei progetti per tipologia di processo di separazione della CO₂¹⁰¹.

¹⁰¹ Fonte: Global CCS Institute, 2010.

9.1 MAPPATURA DEI PROGETTI CCS A LIVELLO INTERNAZIONALE

Nel presente paragrafo è riportata una panoramica generale dei principali progetti CCS tuttora in fase di sviluppo.

La figura 9.2 mostra una mappatura, elaborata dal Global CCS Institute, delle principali applicazioni a livello mondiale, mentre la successiva figura 9.3 mostra il dettaglio delle applicazioni in Europa.



Figura 9.2. Principali applicazioni CCS a livello mondiale¹⁰².

¹⁰² Fonte: Global CCS Institute, 2010.



Figura 9.3. Principali applicazioni CCS a livello europeo¹⁰³.

Dalla figura 9.3 appare evidente che la quasi totalità dei progetti europei (quelli indicati dal triangolo rosso) prevede il confinamento geologico della CO₂ separata in impianti di generazione elettrica.

La tabella 9.1 riporta l'elenco e le principali caratteristiche dei più importanti progetti CCS di larga scala applicati a impianti di generazione elettrica e attualmente in corso di sviluppo a livello mondiale.

¹⁰³ Fonte: Global CCS Institute, 2010.

<i>Nome Progetto</i>	<i>Paese</i>	<i>Leader</i>	<i>Aliment.</i>	<i>MWe</i>	<i>Sep. CO₂</i>	<i>Confinamento</i>	<i>Startup</i>
AEP Mountaineer	USA	AEP	carbone	235	post	acquiferi	2016
Antelopo Valley	USA	Basin Electric	carbone	120	post	EOR	n.d.
Bełchatów	Polonia	PGE	carbone	250	post	acquiferi	2011
Belle Paline	Canada	TransCanada	petcoke	500	pre	n.d.	n.d.
Boundary Dam	Canada	SaskPower	carbone	100	post	EOR	2015
Bow City	Canada	BCPL	carbone	1000	post	EOR	2014
Compostilla	Spagna	ENDESA	carbone	30	oxy	acquiferi	2015
Don Valley	UK	2Co Energy	carbone	900	pre	EOR	n.d.
Ferrybridge	UK	SSE	carbone	500	post	n.d.	2011
FutureGen 2.0	USA	FutureGen	carbone	275	oxy	acquiferi	2016
Goldenbergwerk	Germania	RWE	carbone	360	pre	acquiferi	2015
Green Gen	Cina	GreenGen	carbone	250	pre	acquiferi	2018
HECA	USA	HEI	petcoke	390	post	EOR	2014
Husns	Norvegia	Sargas	carbone	400	post	EOR	2011
Jämschalde	Germania	Vattenfall	carbone	500	oxy/post	acquiferi	2015
Kårstø	Norvegia	Naturkraft	carbone	420	post	n.d.	2011
Kemper County	USA	Southern	carbone	582	pre	EOR	2014
Longannet	UK	Scottish Pow.	carbone	300	post	EOR	2014
Maaskvlkte	Olanda	E.ON	carbone	1100	post	EGR	2015
Magnum	Olanda	Nuon	varia	1200	pre	EOR/EGR	2015
Masdar CCS Project	UAE	Masdar	gas	420	pre	EOR	n.d.
Mongstad	Norvegia	TCM	gas	280	post	acquiferi	n.d.
NZEC	Cina	consorzio	carbone	460	pre	EOR	2015
Porto Tolle	Italia	Enel	carbone	250	post	acquiferi	n.d.
Project Pioneer	Canada	TransAlta	carbone	450	post	acq./EOR	2015
Sweeny Gasification	USA	ConocoPhillips	carbone	460	pre	acq./EOR	n.d.
TCEP	USA	Summit Pow.	carbone	400	pre	EOR	2014
Trailblazer	USA	Tenaska	carbone	600	post	EOR	2014
Tylorville	USA	Tenaska	carbone	602	pre	acquiferi	n.d.
WA Parish	USA	NRG Energy	carbone	60	post	EOR	2013
Zero Gen	Australia	ZeroGen	carbone	530	pre	acquiferi	2012

Tabella 9.1. Principali applicazioni CCS di larga scala a livello mondiale¹⁰⁴.

¹⁰⁴ Fonte: Global CCS Institute, 2010, aggiornato e integrato con i dati derivanti dalle fonti citate relativamente ai progetti descritti nel paragrafo 9.2..

9.2 PRINCIPALI APPLICAZIONI DIMOSTRATIVE DELLE TECNOLOGIE CCS

Il presente paragrafo riporta una carrellata delle principali applicazioni dimostrative, a livello mondiale, delle tecnologie CCS, analizzate principalmente dal punto di vista della produzione di energia e della separazione dell'anidride carbonica.

Bow City power project

Il Bow City power project prevede l'entrata in esercizio, entro il 2017, di due gruppi di combustione con ciclo a vapore supercritico da 500 MW ciascuno. Tali impianti, che verranno alimentati con circa 4 Mt all'anno di un carbone locale, saranno realizzati presso Bow City (Alberta, Canada) da un consorzio costituito da Bow City Power Ltd., Canslov (del gruppo Shell) e Luscar.

Circa un milione di tonnellate annue di anidride carbonica saranno separate, trasportate con una pipeline di circa 4 km e confinate con tecnologia EOR in un giacimento petrolifero.

L'investimento è stimato in circa 3 miliardi di dollari e l'impianto dovrebbe avere una vita utile di circa quarant'anni¹⁰⁵.

Il programma di ricerca Enel

Il programma di sviluppo delle tecnologie di separazione e confinamento della CO₂ sviluppato da Enel, per il quale sono stati stanziati circa 400 M€, ha portato alla realizzazione di un impianto pilota (figura 9.4) presso la centrale Federico II di Brindisi, alimentata a carbone.



Figura 9.4. Impianto pilota presso la centrale Enel Federico II di Brindisi¹⁰⁶.

¹⁰⁵ Fonte: Bow City Power Ltd. website: www.bowcitypower.ca, giugno 2011.

In particolare, l'impianto di Brindisi, inaugurato nel marzo del 2011, è uno dei primi della sua taglia in Europa e nel mondo e consente di trattare 10'000 Nm³/h di fumi per separare 2,5 t/h di CO₂, fino a raggiungere un massimo di 8'000 tonnellate annue. Il processo di separazione impiega solventi a base di ammine e parte della CO₂ separata verrà inviata (mediante trasporto su gomma) presso il giacimento esausto di Stogit a Cortemaggiore, vicino a Piacenza, gestito da Eni.

L'impianto pilota di Brindisi è solo la prima parte di un progetto più ampio, attualmente allo studio, che prevede la realizzazione di un impianto dimostrativo presso la nuova centrale a carbone Enel di Porto Tolle (Rovigo). In particolare, tale impianto dimostrativo tratterà circa 810'000 Nm³/h di fumi, pari a circa il 40% di quelli prodotti in uno dei tre gruppi da 660 MW della centrale, separando fino a un milione di tonnellate annue di CO₂, che sarà confinata in un acquifero profondo nel mare Adriatico.

Il programma di ricerca della PGE Elektrownia Bełchatów S.A.

La PGE (Polska Grupa Energetyczna S.A.), tramite la sua controllata PGE Elektrownia Bełchatów S.A., sta sviluppando un programma di ricerca che prevede l'installazione di un sistema CCS in un impianto a polverino di carbone da 250 MW e successivamente in un impianto di taglia commerciale da 858 MW (con la produzione di 1,8 Mt all'anno di CO₂).

Ad oggi, il polo energetico della PGE Elektrownia Bełchatów, con i suoi 4'450 MW installati, rappresenta la più grossa applicazione in Polonia e, restringendo il campo ai soli impianti convenzionali alimentati con lignite, anche in Europa.

La separazione dell'anidride carbonica, in entrambi gli impianti considerati, verrà effettuata con solventi a base di ammine secondo la tecnologia AAP (Advanced Amine Process) sviluppata dalla Alstom in collaborazione con DOW Chemical Company¹⁰⁷. La CO₂ separata sarà trasportata mediante pipeline e confinata in acquiferi salini profondi.

Il progetto FutureGen 2.0

La FutureGen Industrial Alliance è un consorzio non-profit, costituito per operare in stretta collaborazione con il U.S. Department of Energy (DoE), composto da alcuni tra i principali produttori e utilizzatori di carbone a livello mondiale e tra le più grosse aziende fornitrici delle

¹⁰⁶ Fonte: Enel website www.enel.it, giugno 2011.

¹⁰⁷ Fonte: Alstom website www.alstom.com, giugno 2011.

tecnologie per l'impiego del carbone. In particolare, il consorzio è costituito da Alpha Natural Resources, Anglo American plc, Consol Energy Inc., Joy Global Inc., Louisville Gas and Electric Company and Kentucky Utilities Company, Peabody Energy, Rio Tinto, Xstrata Coal Pty Ltd¹⁰⁸.

Il progetto FutureGen 2.0, il cui costo complessivo è stimato in circa 400-600 M\$, prevede la riconversione di un vecchio impianto presso Meredosia (Illinois, USA) per effettuare l'ossicombustione del carbone, la produzione di circa 275 MW di energia elettrica e la separazione di circa 1,3 Mt all'anno di CO₂. La fase realizzativa del si prevede venga avviata nel 2012 e, secondo i programmi, sarà completata nel 2015. L'anidride carbonica separata verrà trasportata mediante una pipeline di 280 km fino al sito di confinamento.

Il progetto FutureGen 2.0 nasce sulle ceneri del vecchio progetto FutureGen, il quale prevedeva la costruzione ex-novo di un impianto IGCC da 275 MW dotato di sistemi innovativi di separazione pre-combustione, trasporto e confinamento della CO₂.

Il Don Valley Power Project

La 2Co Energy Ltd, con l'acquisizione nel maggio 2011 della Powerfuel Power Ltd, ha da essa ereditato il Hatfield Carbon Capture and Storage project, successivamente rinominato Don Valley Power Project.

Il progetto prevede la realizzazione, in collaborazione con Shell, di un nuovo impianto IGCC da 900 MW, dotato di un sistema per la separazione pre-combustione di circa 5 Mt all'anno di CO₂. L'impianto sarà realizzato presso Stainforth (South Yorkshire, Regno Unito)¹⁰⁹.

Il progetto prevede anzitutto la riapertura di una miniera di carbone che fornirà il combustibile necessario all'alimentazione dell'impianto IGCC. È prevista inoltre la realizzazione di una pipeline sotterranea di circa 175 km per il trasporto della CO₂ dall'impianto (e da altre applicazioni industriali presenti nella zona) fino al sito di confinamento, presumibilmente effettuato con tecniche EOR in giacimenti di petrolio nel mare del Nord.

Il costo totale del progetto è stimato in circa 110 M£ (oltre 120 M€) per la riapertura della miniera e di circa 800 M£ (circa 900 M€) per la realizzazione dell'impianto IGCC.

¹⁰⁸ Fonte: FutureGen Alliance website www.futuregenalliance.org, giugno 2011.

¹⁰⁹ Fonte: 2Co Energy website www.2coenergy.com, giugno 2011.

I programmi di sviluppo della Vattenfall

Fin dal 2001 la Vattenfall è impegnata nello sviluppo di ambiziosi programmi di ricerca sulla applicazione delle tecnologie CCS agli impianti a carbone. Tali sforzi hanno portato alla realizzazione di un impianto pilota da 30 MW (figura 9.5) presso la centrale a carbone (lignite) di Schwarze Pumpe, in Germania. L'impianto, inaugurato nel 2008, ha consentito l'effettuazione di numerosi test sperimentali per valutare le prestazioni del processo di ossicombustione¹¹⁰.



Figura 9.5. Impianto pilota da 30 MW presso la centrale Vattenfall di Schwarze Pumpe¹¹¹.

Le sperimentazioni effettuate su scala pilota presso la centrale di Schwarze Pumpe costituiscono il primo passo verso la realizzazione di un progetto dimostrativo di grossa taglia presso la centrale di Jänschwalde (figura 9.6), in servizio dal 1980 e completamente ammodernata negli anni '90. La centrale, composta da sei blocchi, ognuno costituito da due gruppi da 250 MW, costituisce con i suoi 3'000 MW complessivi la più grande centrale a carbone della Germania, con un'emissione complessiva di 25 Mt all'anno di CO₂.

¹¹⁰ Fonte: Vattenfall website www.vattenfall.com, giugno 2011.

¹¹¹ Fonte: Vattenfall website www.vattenfall.com, giugno 2011.



Figura 9.6. La centrale Vattenfall di Jämschalde ¹¹².

Il progetto CCS di Jämschalde prevede la realizzazione e l'entrata in esercizio, entro il 2015, di un nuovo gruppo da 250 MW, basato sulla tecnologia di ossicombustione, che andrà a sostituire uno dei gruppi attualmente in esercizio. In parallelo, sempre entro il 2015, uno degli altri gruppi verrà equipaggiato con un sistema di separazione post-combustione della CO₂ prodotta. L'anidride carbonica prodotta e separata nei due gruppi (circa 1,7 Mt all'anno) verrà trasportata mediante pipeline e confinata in appositi siti, secondo tecniche attualmente in fase di definizione.

Lo studio di fattibilità per la realizzazione dell'impianto dimostrativo di Jämschalde è stato avviato nel 2008 e ha consentito di stimare un investimento complessivo di circa 1'500 M€. Nel dicembre 2009 Vattenfall ha ricevuto un supporto finanziario di 180 M€ da parte dell'European Energy Programme for Recovery (EPR).

I programmi di sviluppo della RWE Power

La RWE (Rheinisch-Westfälisches Elektrizitätswerk) AG è impegnata, in collaborazione con BASF e con il gruppo Linde, nello sviluppo di un progetto dimostrativo di separazione pre-combustione della CO₂ dall'impianto IGCC Goldenbergwerk da 360 MW elettrici netti presso Hürth (Köln, Germania).

La prima fase del progetto ha avuto inizio nel 2006 e, ad oggi, sono state ottenute le autorizzazioni per la realizzazione dell'impianto IGCC. La seconda (che, secondo le previsioni iniziali, si dovrebbe concludere nel 2015) consiste nell'individuazione del sito di confinamento,

¹¹² Fonte: Vattenfall website www.vattenfall.com, giugno 2011.

costituito da acquiferi salini¹¹³. Per poter completare la seconda fase è però necessario che sia recepita la direttiva comunitaria per il confinamento della CO₂¹¹⁴.

Nel complesso, il costo totale previsto per l'intero progetto ammonta a circa due miliardi di euro, di cui un miliardo (800 M€ per la costruzione dell'impianto IGCC e 200 M€ per la realizzazione dei sistemi di trasporto e confinamento della CO₂) è già stato finanziato da RWE.

Il CO₂ Technology Centre Mongstad

Il CO₂ Technology Centre Mongstad (TCM) è stato costituito da una joint venture tra il Governo norvegese, Statoil, Shell e Sasol.

Nel sito di Mongstad, in Norvegia, è attiva fin dagli anni '70 una raffineria, che comprende tra l'altro un impianto di frazionamento e un terminale di olio grezzo. Nel 2006 il Governo norvegese e la Statoil, proprietaria del sito, hanno raggiunto un accordo per creare a Mongstad il più grande impianto al mondo di separazione e confinamento della CO₂.

L'impianto (figura 9.7), attualmente in fase avanzata di costruzione (si prevede lo start-up all'inizio del 2012), consiste in un ciclo combinato alimentato a gas naturale capace di generare 280 MW di energia elettrica e 350 MW di energia termica.



Figura 9.7. L'impianto di Mongstad, in corso di costruzione¹¹⁵.

In una prima fase del progetto si prevede di effettuare la separazione dell'anidride carbonica dai fumi di combustione con due differenti tipologie di solvente: l'ammoniaca refrigerata (fino a 80'000 t all'anno di CO₂ separata mediante la tecnologia messa a punto da Aker Clean Carbon e Alstom) e le ammine (fino a 20'000 t all'anno di CO₂). L'investimento totale previsto per tale fase ammonta a circa 500 M€, comprensivi anche dei costi di realizzazione di una condotta per il

¹¹³ Fonte: MIT CC&ST Program website www.sequestration.mit.edu, giugno 2011.

¹¹⁴ Fonte: RWE website www.rwe.com, giugno 2011.

¹¹⁵ Fonte: CO₂ Technology Centre Mongstad website www.tcmda.com, giugno 2011.

trasposto del gas naturale dal giacimento di Kollsnes fino a Mongstad. I test su tale impianto dovrebbero protrarsi fino al 2016.

A seguito dei risultati ottenuti nel corso della prima fase del progetto, si prevede l'estensione a livello industriale della tecnologia per la separazione di 1,5 Mt all'anno di anidride carbonica.

Il Nuon Magnum project

Nuon sta realizzando presso Eemshaven (nella provincia di Groningenun, in Olanda) un impianto IGCC (con tecnologia di gassificazione Shell) da 1'200 MW (figura 9.8) alimentato a carbone, per il quale si prevede l'entrata in esercizio entro la fine del 2012. L'investimento complessivo per la realizzazione di tale impianto è stimato in circa 1'500 M€.



Figura 9.8. L'impianto Nuon di Eemshaven, in corso di costruzione¹¹⁶.

In una seconda fase del progetto, che verosimilmente dovrebbe partire nel 2015 per concludersi nel 2020, è prevista l'installazione di un sistema di separazione dell'anidride carbonica dal syngas. La CO₂ dovrebbe quindi essere confinata secondo tecniche EOR o EGR in giacimenti situati nel mare del Nord. L'applicazione delle tecnologie CCS nel progetto Nuon Magnum è il risultato degli studi condotti su scala pilota presso l'impianto IGCC di Buggenum, gestito dalla stessa Nuon.

Il UK-China Near Zero Emissions Coal (NZEC) project

Il UK-China Near Zero Emissions Coal (NZEC) project nasce da accordi stipulati nel 2005 tra il Department of Energy and Climate Change (DECC) del Regno Unito e dal Ministry of Science and Technology (MOST) cinese. Esso coinvolge numerosi partner europei e cinesi, tra i quali

¹¹⁶ Fonte: Nuon website www.nuon.com, giugno 2011.

ACCA21 (the Administrative Centre for China's Agenda 21), Alstom Power, BP (British Petroleum), Shell, Schlumberger e Thermal Power Research Institute (TPRI)¹¹⁷.

Il progetto, che si pone l'ambizioso obiettivo di sviluppare e dimostrare entro il 2020 l'applicabilità delle tecnologie di produzione di energia a emissioni quasi nulle, prevede la realizzazione di un impianto IGCC da 460 MW¹¹⁸ con separazione e confinamento della CO₂ prodotta secondo differenti tecniche, tra le quali il confinamento EOR.

Il Texas Clean Energy Project

Il Texas Clean Energy Project (TCEP) prevede la realizzazione, presso Midland-Odessa (Texas occidentale, Stati Uniti), di un impianto IGCC di nuova generazione da 400 MW elettrici, dotato di un sistema capace di separare circa 3 Mt all'anno di CO₂ che verrà confinata mediante tecniche EOR presso il Permian Basin.

La progettazione dell'impianto è stata avviata nel 2010 in collaborazione con Siemens (che fornisce la tecnologia di gassificazione e il ciclo combinato), Fluor Corporation and Sels Fluid Processing Corporation (del gruppo Linde)¹¹⁹.

Il Tenaska Trailblazer project

Tenaska Inc. sta studiando la realizzazione, presso il Tenaska Trailblazer Energy Center di Sweetwater (Texas, USA), di un impianto supercritico a polverino di carbone da 600 MW con separazione, trasporto (via pipeline) e confinamento della CO₂ con tecniche EOR nel vicino Permian Basin (con un aumento previsto della produzione di petrolio di circa un miliardo di barili).

La costruzione dell'impianto è iniziata nel 2009 e si prevede che questo sarà operativo a partire dal 2014. Il costo totale di investimento è stimato intorno ai quattro miliardi di dollari, coperti in parte da finanziamenti del Governo statunitense¹²⁰.

¹¹⁷ Fonte: NZEC website www.nzec.info, giugno 2011.

¹¹⁸ Fonte: Global CCS Institute, 2010.

¹¹⁹ Fonte: TCEP website www.texascleanenergyproject.com, giugno 2011.

¹²⁰ Fonte: Global CCS Institute, 2010; Tenaska Trailblazer Energy Center website www.tenaskatrailblazer.com, giugno 2011.

Lo ZeroGen project

ZeroGen Pty Ltd. è una società istituita dal Governo del Queensland (Australia) per sviluppare tecnologie pulite per il trattamento del carbone. L'obiettivo dello ZeroGen project è la realizzazione, verosimilmente entro il 2015, di un impianto IGCC da 530 MW (lordi) con separazione e confinamento in formazioni profonde di arenaria di circa 2 Mt all'anno di anidride carbonica¹²¹.

Al progetto partecipano ACA Low Emission Technology Ltd, Mitsubishi Corporation e Mitsubishi Heavy Industries (MHI), quest'ultima proprietaria delle tecnologie di gassificazione e di separazione della CO₂.

¹²¹ Fonte: ZeroGen website www.zerogen.com.au, giugno 2011.

10. Possibili configurazioni di un impianto CCS da realizzare nel Sulcis

Come accennato al capitolo 3 del presente rapporto, il DPR del 28/01/1994, la successiva legge 80/2005 e la legge 99/2009 prevedono la realizzazione, nel Sulcis, di una centrale termoelettrica integrata con la locale miniera di carbone. Come già evidenziato, la centrale dovrà essere caratterizzata da una taglia compresa tra i 350 e i 450 MW elettrici netti, dovrà essere alimentata per almeno il 50% (in termini energetici) da carbone locale e dovrà prevedere un sistema dimostrativo di separazione e confinamento geologico dell'anidride carbonica.

Il presente capitolo riporta la descrizione delle possibili configurazioni impiantistiche della centrale, con l'individuazione delle tecnologie applicabili e delle principali prestazioni impiantistiche (in termini energetici e ambientali). In particolare, come descritto più approfonditamente nel seguito, sono state considerate quattro configurazioni impiantistiche principali, delle quali due sono basate sulla tecnologia di combustione con ciclo a vapore ultrasupercritico, una è basata sulla tecnologia di combustione in letto fluido atmosferico e una è basata sulla gassificazione in letto trascinato. Inoltre, a titolo comparativo, è stata considerata anche una configurazione basata su un processo di ossicombustione: infatti, sebbene tale tecnologia non sia ancora commerciale (e quindi non applicabile nel breve periodo e caratterizzata da notevole incertezza per quanto riguarda la stima dei costi), essa risulta estremamente interessante in chiave futura.

Relativamente alla taglia d'impianto, infine, è stata assunta l'ipotesi che le configurazioni basate sulla tecnologia di combustione a ciclo ultrasupercritico siano caratterizzate da una taglia commerciale pari a 660 MW elettrici netti, riferiti alla configurazione senza sistema CCS. La stessa taglia, al fine di favorirne il confronto, è stata considerata per le configurazioni basate sulla gassificazione e sull'ossicombustione.

10.1 IPOTESI GENERALI E ASSUNZIONI DI CARATTERE TECNICO

Il presente paragrafo riporta una descrizione generale delle configurazioni impiantistiche considerate e delle principali ipotesi e assunzioni di carattere tecnico.

Configurazioni impiantistiche

Come anticipato, il presente studio considera, per la centrale termoelettrica ipotizzata da realizzare nel Sulcis, le cinque configurazioni impiantistiche di seguito definite.

1. USPCC-SNOX. Tale configurazione prevede la realizzazione di un impianto di combustione ultrasupercritico a polverino di carbone. L'impianto è dotato di un sistema di filtri a maniche per la depolverazione dei fumi e di un processo SNOXTM per la rimozione combinata di SO_x ed NO_x. La separazione dell'anidride carbonica avviene mediante un processo di assorbimento chimico con solventi a base di ammine, con una efficienza di separazione assunta cautelativamente pari all'85%. Per la taglia commerciale di 660 MW tale impianto, nella sua configurazione di base (senza sistema CCS) è caratterizzato da un rendimento elettrico netto del 46%, mentre è stata assunta conservativamente una riduzione del rendimento di 12 punti percentuali come conseguenza dell'introduzione del sistema CCS.
2. USPCC-FGD. Tale configurazione prevede anch'essa la realizzazione di un impianto di combustione ultrasupercritico a polverino di carbone. L'impianto è dotato di un sistema di filtri a maniche per la depolverazione dei fumi, di un sistema FGD a umido per la desolforazione e di un processo di riduzione selettiva catalitica (SCR) per la rimozione degli NO_x. La separazione dell'anidride carbonica avviene, anche in questo caso, mediante un processo di assorbimento chimico con solventi a base di ammine, con una efficienza di separazione assunta pari all'85%. Per la taglia commerciale di 660 MW tale impianto, nella sua configurazione di base (senza sistema CCS) è caratterizzato da un rendimento elettrico netto del 44%, mentre è stata assunta conservativamente una riduzione del rendimento di 12 punti percentuali come conseguenza dell'introduzione del sistema CCS.
3. AFBC. Tale configurazione prevede la realizzazione di un impianto costituito da due gruppi di combustione in letto fluido atmosferico, con ciclo subcritico del vapore. Ciascun gruppo è dotato di sistemi di depurazione dei fumi e di separazione della CO₂ concettualmente identici a quelli relativi alla configurazione USPCC-FGD. Per la taglia commerciale di 660 MW tale impianto, nella sua configurazione di base (senza sistema CCS) è caratterizzato da un rendimento elettrico netto del 40%, mentre è stata

assunta conservativamente una riduzione del rendimento di 11 punti percentuali come conseguenza dell'introduzione del sistema CCS

4. IGCC. Tale configurazione prevede tre gruppi basati su gassificatori a letto trascinato, con alimentazione a secco del polverino di carbone (tecnologia Shell), ciascuno integrato con un ciclo combinato gas-vapore per la combustione del syngas e la produzione di energia elettrica. Ciascun gruppo è dotato di un sistema di scrubbing per la depolverazione del syngas e di un processo di desolforazione Selexol, con una efficienza di separazione assunta pari all'85%. La separazione dell'anidride carbonica dal syngas avviene mediante un processo di assorbimento fisico. Per la taglia di 660 MW tale impianto, nella sua configurazione di base (senza sistema CCS) è caratterizzato da un rendimento elettrico netto del 42%, mentre è stata assunta conservativamente una riduzione del rendimento di 7 punti percentuali come conseguenza dell'introduzione del sistema CCS.
5. OXY. Tale configurazione prevede un processo di ossicombustione del polverino di carbone. L'impianto è dotato di un sistema di depolverazione dei fumi. La separazione dell'anidride carbonica dal syngas avviene mediante la semplice condensazione del vapor d'acqua in essi contenuto. Per la taglia di 660 MW tale impianto è caratterizzato da un rendimento elettrico netto del 33%.

Combustibile

In accordo a quanto previsto dalla normativa vigente che regola la realizzazione del nuovo impianto nel Sulcis, per tutte le configurazioni impiantistiche considerate è stata ipotizzata l'alimentazione con una miscela di carbone Sulcis e carbone di importazione, quest'ultimo caratterizzato da un basso tenore di zolfo, inferiore all'1% in peso.

In particolare, la concentrazione di carbone Sulcis nella miscela è stata assunta pari al 50% (in termini energetici, ovvero sulla base del potere calorifico inferiore). Una percentuale minore, infatti, non è ammessa dalla suddetta normativa, mentre concentrazioni maggiori comporterebbero la necessità di trattamenti di desolforazione molto spinti, con conseguenti notevoli ricadute in termini di costi di investimento e di gestione della centrale. L'impiego del carbone Sulcis, equiparato alle fonti rinnovabili, consente di cedere l'energia elettrica al GSE (Gestore dei Servizi Energetici) a prezzo agevolato, come previsto dalla delibera CIP 6/1992.

Come carbone di importazione, ai fini della presente valutazione, è stato considerato un carbone sudafricano, caratterizzato da un basso tenore di zolfo e da un elevato contenuto di ceneri.

La tabella 10.1 riporta l'analisi elementare dei carboni Sulcis e sudafricano, oltre che della loro miscela al 50%.

	<i>Carbone Sulcis</i>	<i>Carbone sudafricano</i>	<i>Miscela al 50%</i>
<i>Analisi elementare [% in peso]</i>			
carbonio	53,17%	65,84%	58,96%
idrogeno	3,89%	3,71%	3,81%
azoto	1,29%	1,50%	1,39%
zolfo	5,98%	0,55%	3,50%
ossigeno	6,75%	5,35%	6,11%
cloro	0,10%	0,05%	0,08%
umidità	11,51%	8,00%	9,91%
ceneri	17,31%	15,00%	16,26%
TOTALE	100,00%	100,00%	100,00%
<i>Potere calorifico inferiore</i>			
LHV [MJ/kg]	20,83	24,79	22,64

Tabella 10.1. Proprietà dei carboni Sulcis e di importazione¹²².

Aspetti ambientali

In accordo con la legislazione vigente, la centrale termoelettrica che si prevede di realizzare nel Sulcis deve rispettare limiti di emissione estremamente restrittivi e certamente inferiori a quelli previsti dalla normativa nazionale (ovvero dal testo unico sull'ambiente D.lgs n° 152 3/11/2006 e successive modificazioni).

Per le valutazioni oggetto del presente studio sono stati considerati i limiti massimi di emissione, relativamente a polveri, ossidi di zolfo e ossidi di azoto, previsti dal decreto di valutazione di impatto ambientale (VIA) emanato nel 1999 per il progetto IGCC Sulcis. La seguente tabella 10.2 riporta tali limiti (espressi in termini di concentrazione degli inquinanti nei fumi), comparati con quelli previsti dal suddetto D.Lgs. 152/2006. In particolare, i limiti prescritti nel decreto VIA erano originariamente riferiti a una concentrazione di ossigeno nei fumi pari al 15% (come previsto per gli impianti turbogas). Nella presente, tali limiti sono stati riportati alla concentrazione del 6% per poterli confrontare con i valori previsti dalla normativa nazionale.

¹²² Fonte: Amorino et al., 2007.

	<i>Limiti di emissione D.lgs N°152 3/11/2006</i>	<i>Limiti di emissione Decreto VIA 04/08/1999 ⁽¹⁾</i>
<i>Concentrazioni [mg/Nm³ al 6% di O₂]</i>		
Particolato	30	5
SO ₂	200	150
NO ₂	200	175

Tabella 10.2. Limiti di emissione per la centrale termoelettrica.

Per l'analisi ambientale che segue è stato ipotizzato conservativamente che le emissioni effettive dell'impianto, nelle varie configurazioni individuate, rispettino tali limiti, verificando successivamente che l'efficienza di rimozione richiesta sia compatibile con le tecnologie di trattamento considerate.

Nella presente analisi non sono stati invece considerati i limiti, fissati dal citato decreto VIA del 1999, espressi in termini di emissione totale su base annua. Tali limiti perdono infatti di significato in quanto riferiti a un impianto caratterizzato da una differente taglia (la potenza elettrica è simile, ma il progetto IGCC Sulcis era caratterizzato da una potenza termica significativamente inferiore, non essendo dotato del sistema CCS) e da una differente disponibilità annua.

Relativamente alle polveri, la percentuale del materiale inerte presente nel carbone che va a costituire le polveri leggere (le cosiddette fly ash) trascinate dal gas è stata desunta dalla letteratura scientifica, così come la concentrazione tipica di NO_x nei fumi di combustione. Relativamente ai composti dello zolfo è stata invece assunta l'ipotesi cautelativa che tutto lo zolfo presente nel combustibile reagisca dando luogo alla formazione di SO_x nel caso dei processi di combustione e di H₂S nel caso dei processi di gassificazione. I sottoprodotti del processo (zolfo elementare, acido solforico e gesso, a seconda delle configurazioni impiantistiche adottate), così come i consumabili (calcare, ammoniaca, ecc.), sono stati determinati sulla base di bilanci materiali.

Trasporto e confinamento dell'anidride carbonica

Per il trasporto dell'anidride carbonica dalla centrale termoelettrica al sito di confinamento è stata ipotizzata la realizzazione di una pipeline della lunghezza orientativa di 25 km. Tale distanza è stata assunta in via preliminare in attesa di una definizione più dettagliata del sito nel quale verrà ubicata la centrale termoelettrica e del sito di iniezione della CO₂ nel sottosuolo.

Relativamente alle tecniche di confinamento, il presente studio assume che il 50% della CO₂ separata venga confinata negli strati profondi del giacimento di carbone mediante la tecnica ECBM, mentre il restante 50% venga confinato negli acquiferi sottostanti il giacimento.

10.2 CONFIGURAZIONE USPCC-SNOX

La configurazione impiantistica USPCC-SNOX prevede, come accennato, la realizzazione di un impianto di combustione ultrasupercritico dotato di un processo SNOXTM per la rimozione combinata di SO_x ed NO_x con produzione di acido solforico a elevata purezza quale unico sottoprodotto.

La caldaia ultrasupercritica, dimensionata per una potenza elettrica netta di 660 MW (ai quali vanno comunque sottratti gli assorbimenti energetici del sistema CCS), è alimentata con polverino di carbone, il 70% del quale presenta una granulometria inferiore ai 75 µm. Il vapore è prodotto in condizioni ultrasupercritiche, con una pressione di 27 MPa e una temperatura di 580 °C al surriscaldamento e di 600 °C al risurriscaldamento. Il raffreddamento del condensatore avviene attraverso l'utilizzo di acqua di mare in un circuito aperto.

All'uscita del generatore di vapore i gas combustibili vengono inviati alla sezione di trattamento degli effluenti gassosi. Le polveri sono rimosse mediante un filtro a manica mentre gli ossidi di zolfo e azoto sono rimossi, come accennato, mediante un sistema SNOXTM, la cui efficienza è determinata al fine di rispettare i limiti normativi dell'impianto.

Tale configurazione impiantistica, senza considerarne l'integrazione con il sistema di separazione e confinamento dell'anidride carbonica, garantisce un rendimento elettrico netto del 46%, considerando che gli ausiliari assorbono circa il 6% dell'energia elettrica effettivamente prodotta.

La separazione dell'anidride carbonica, infine, avviene mediante un processo di assorbimento chimico con solventi a base di ammine (principalmente monoetanolamina, MEA). Il sistema è ottimizzato per garantire la separazione dell'85% dell'anidride carbonica prodotta dall'impianto. Come precedentemente accennato, l'introduzione di tale sistema comporta una riduzione dell'efficienza globale dell'impianto dell'ordine di 12 punti percentuali, principalmente dovuta ai significativi assorbimenti energetici del processo di rigenerazione del solvente.

Nel complesso, data l'elevata affidabilità della tecnologia, la configurazione in esame garantisce una disponibilità annua di 7600 ore, corrispondenti a un coefficiente di utilizzazione dell'87% circa.

Le seguenti tabelle 10.3 e 10.4 riportano i risultati dei bilanci dell'impianto, nella configurazione USGCC-SNOX, relativamente agli aspetti energetici e ambientali, rispettivamente.

<i>Bilancio energetico</i>	
Potenza termica [MW]	1 435
Potenza elettrica lorda [MW]	517
Assorbimento ausiliari [MW]	29
Potenza elettrica netta [MW]	488
Rendimento elettrico netto (sul LHV)	34,0%
Disponibilità [h/anno]	7 600
Energia elettrica prodotta [GWh/anno]	3 707
Potenza elettrica netta della config. di base (senza CCS) [MW]	660
Rendimento elettrico netto della config. di base (senza CCS)	46,0%
<i>Consumi di combustibile</i>	
Consumo totale di combustibile [t/h]	228
Consumo totale di combustibile [Mt/anno]	1,73
Consumo di carbone Sulcis [Mt/anno]	0,94
Consumo di carbone di importazione [Mt/anno]	0,79
<i>Consumabili</i>	
Ammoniaca (processo SNOX TM) [t/anno]	1 861
Monoetanolamina (make-up assorbimento CO ₂) [t/anno]	n.d.
<i>Ceneri e sottoprodotti</i>	
Produzione di ceneri (bottom ash) [t/anno]	197 312
Ceneri leggere separate dal sistema di depolverazione [t/anno]	84 489
Acido solforico (processo SNOX TM) [t/anno]	182 330

Tabella 10.3. Prestazioni energetiche della centrale termoelettrica USGCC-SNOX.

Le ceneri pesanti della configurazione USGCC-SNOX sono tipicamente riciclabili nel settore dell'edilizia o, in alternativa, possono essere confinate negli strati esausti del bacino carbonifero. Le ceneri leggere, invece, non sono generalmente riciclabili. Per il loro smaltimento, entrambe le tipologie di ceneri possono comunque essere classificate come rifiuti speciali non pericolosi.

L'ammoniaca è impiegata come reagente dal processo SNOX™ per la denitrificazione dei fumi: reagendo con gli NOx e con una piccola frazione di ossigeno contenuto nei fumi stessi, essa dà luogo alla formazione di azoto gassoso (N₂) e vapor d'acqua. L'acido solforico, infine, è il sottoprodotto del processo di desolforazione dei fumi; esso è caratterizzato da una purezza molto elevata e da un alto valore commerciale.

<i>Caratteristiche dei fumi di combustione (gas grezzo)</i>	
Portata volumetrica complessiva [Nm ³ /h]	1 917 218
Concentrazione di particolato [mg/Nm ³]	5 804
Concentrazione di SOx [mg/Nm ³]	8 324
Concentrazione di NOx [mg/Nm ³]	400
Concentrazione di CO ₂ [% in volume]	14,9%
<i>Emissioni inquinanti specifiche</i>	
Concentrazione di particolato al camino [mg/Nm ³]	5
Concentrazione di SOx al camino [mg/Nm ³]	150
Concentrazione di NOx al camino [mg/Nm ³]	175
<i>Emissioni inquinanti su base annua</i>	
Emissione annua di particolato [t/anno]	73
Emissione annua di SOx [t/anno]	2 186
Emissione annua di NOx [t/anno]	2 550
<i>Anidride carbonica</i>	
CO ₂ prodotta [Mt/anno]	3,75
CO ₂ separata e confinata [Mt/anno]	3,18
CO ₂ emessa [Mt/anno]	0,56

Tabella 10.4. Prestazioni ambientali della centrale termoelettrica USGCC-SNOX.

Le efficienze di rimozione delle tre specie inquinanti considerate sono in ogni caso compatibili con le prestazioni tipiche dei processi commerciali ai quali si è fatto riferimento.

10.3 CONFIGURAZIONE USGCC-FGD

La soluzione impiantistica USGCC-FGD prevede la stessa identica caldaia (27 MPa/580 °C/600 °C) considerata nel caso della configurazione USGCC-SNOX. Essa è equipaggiata con un sistema di depolverazione dei fumi basato su filtri a manica, mentre la desolforazione e la

denitrificazione degli stessi fumi avvengono per mezzo di sistemi a umido FGD e di rimozione selettiva catalitica (SCR), rispettivamente. Il rendimento elettrico netto di una tale configurazione impiantistica (intesa senza il sistema CCS) è pari al 44%. Tale valore è inferiore rispetto a quello caratteristico della configurazione impiantistica equipaggiata con il processo SNOXTM in relazione sia alla ulteriore produzione di CO₂ dovuta alla calcinazione del calcare usato negli impianti FGD, sia al consumo di energia elettrica e/o vapore a seguito del trattamento dei reflui del sistema di desolfurazione (DeSO_x) tramite evaporazione/cristallizzazione. L'introduzione della sezione di separazione dell'anidride carbonica (operante sempre per assorbimento chimico con solventi a base di monoetanolamina) comporta anche in questo caso una riduzione di efficienza di circa 12 punti percentuali.

A differenza della configurazione precedentemente esaminata, il processo FGD necessita di notevoli quantitativi di calcare (per ottenere le efficienze desiderate è necessario operare con un rapporto molare Ca/S pari a circa 1,15) e produce altrettanto notevoli quantitativi di residui solidi. Questi ultimi sono rappresentati da gesso di qualità commerciale che dovrebbe poi trovare collocazione sul mercato. Rispetto al processo SNOXTM, il processo FGD a umido richiede inoltre la presenza di una unità di trattamento delle acque a esso dedicata.

Nel complesso, data l'elevata affidabilità della tecnologia, anche la configurazione USPPC-FGD può garantire una disponibilità annua di 7600 ore, corrispondenti a un coefficiente di utilizzazione dell'87% circa.

Le seguenti tabelle 10.5 e 10.6 riportano i risultati dei bilanci dell'impianto, nella configurazione USPPC-FGD, relativamente agli aspetti energetici e ambientali, rispettivamente.

<i>Bilancio energetico</i>	
Potenza termica [MW]	1 500
Potenza elettrica lorda [MW]	518
Assorbimento ausiliari [MW]	38
Potenza elettrica netta [MW]	480
Rendimento elettrico netto (sul LHV)	32,0%
Disponibilità [h/anno]	7 600
Energia elettrica prodotta [GWh/anno]	3 648
Potenza elettrica netta della config. di base (senza CCS) [MW]	660
Rendimento elettrico netto della config. di base (senza CCS)	44,0%
<i>Consumi di combustibile</i>	
Consumo totale di combustibile [t/h]	239
Consumo totale di combustibile [Mt/anno]	1,81
Consumo di carbone Sulcis [Mt/anno]	0,99
Consumo di carbone di importazione [Mt/anno]	0,83
<i>Consumabili</i>	
Calcare (processo FGD) [t/anno]	223 704
Ammoniaca (processo SCR) [t/anno]	1 945
Monoetanolamina (make-up assorbimento CO ₂) [t/anno]	n.d.
<i>Ceneri e sottoprodotti</i>	
Produzione di ceneri (bottom ash) [t/anno]	206 281
Ceneri leggere separate dal sistema di depolverazione [t/anno]	88 330
Gesso commerciale (processo FGD) [t/anno]	334 662

Tabella 10.5. Prestazioni energetiche della centrale termoelettrica USPCC-FGD.

Per le ceneri pesanti e leggere della configurazione USPCC-FGD vale lo stesso discorso fatto per la configurazione USPCC-SNOX. Anch'esse sono entrambe classificabili come rifiuti speciali non pericolosi.

L'ammoniaca è impiegata come reagente dal processo SCR per la denitrificazione dei fumi: reagendo con gli NO_x e con una piccola frazione di ossigeno contenuto nei fumi stessi dà luogo alla formazione di azoto gassoso (N₂) e vapor d'acqua. Il gesso, di tipo commerciale, è infine il sottoprodotto del processo di desolforazione a umido dei fumi.

<i>Caratteristiche dei fumi di combustione (gas grezzo)</i>	
Portata volumetrica complessiva [Nm ³ /h]	2 004 365
Concentrazione di particolato [mg/Nm ³]	5 804
Concentrazione di SOx [mg/Nm ³]	8 324
Concentrazione di NOx [mg/Nm ³]	400
Concentrazione di CO ₂ [% in volume]	14,9%
<i>Emissioni inquinanti specifiche</i>	
Concentrazione di particolato al camino [mg/Nm ³]	5
Concentrazione di SOx al camino [mg/Nm ³]	150
Concentrazione di NOx al camino [mg/Nm ³]	175
<i>Emissioni inquinanti su base annua</i>	
Emissione annua di particolato [t/anno]	76
Emissione annua di SOx [t/anno]	2 285
Emissione annua di NOx [t/anno]	2 666
<i>Anidride carbonica</i>	
CO ₂ prodotta [Mt/anno]	3,92
CO ₂ separata e confinata [Mt/anno]	3,33
CO ₂ emessa [Mt/anno]	0,59

Tabella 10.6. Prestazioni ambientali della centrale termoelettrica USPCC-FGD.

Anche in questo caso, le efficienze di rimozione delle tre specie inquinanti considerate sono in ogni caso compatibili con le prestazioni tipiche dei processi commerciali ai quali si è fatto riferimento.

10.4 CONFIGURAZIONE AFBC

La soluzione tecnologica AFBC consiste in un impianto costituito da due gruppi identici, ciascuno della potenza elettrica netta di 330 MW (con riferimento alla configurazione base, senza il sistema CCS), basati su caldaie a letto fluido e su un ciclo a vapore subcritico (con condizioni tipiche di 16-18 MPa/550 °C/570 °C), con il raffreddamento del condensatore effettuato attraverso l'utilizzo di acqua di mare.

Il carbone di alimentazione viene macinato fino a dimensioni di circa 5-10 mm in appositi mulini e immesso, insieme all'aria e al calcare (anch'esso macinato), nel generatore di vapore.

La desolforazione in situ viene effettuata con il calcare considerando un rapporto molare Cs/S pari a 3; tale rapporto consente tipicamente una efficienza di rimozione degli ossidi di zolfo dell'ordine dell'80%. Il calcare non reagito (oltre il 70% di quello introdotto nell'alimentazione), unitamente ai prodotti della desolforazione in situ (solfato e solfito di calcio) e a una frazione delle ceneri prodotte dalla combustione del carbone (assunta pari al 70% degli inerti inizialmente presenti nel carbone), viene estratto in forma secca dal sistema di combustione.

A valle del ciclone disposto all'uscita del combustore a letto fluido i gas combusti vengono inviati alla sezione di trattamento degli effluenti gassosi, ai fini della completa rimozione del particolato totale sospeso (ceneri leggere), degli ossidi di zolfo e degli ossidi di azoto. Tale sezione di trattamento è basata sull'impiego di un filtro a manica per la rimozione del particolato, di un processo di desolforazione a umido (FGD) per la rimozione degli SO_x residui e di un processo SCR per la rimozione degli NO_x. In particolare, il processo di desolforazione a umido dei fumi opera con un rapporto Ca/S pari a 1,2 e consente di ridurre la concentrazione di SO_x fino ai valori richiesti dal rispetto dei limiti di emissione.

L'impianto presenta un rendimento elettrico netto del 40% nella configurazione di base (senza CCS). L'unità di separazione dell'anidride carbonica, analoga a quella considerata nei casi precedenti, comporta una riduzione dell'efficienza elettrica netta pari a circa 11-12 punti percentuali. La disponibilità annua è leggermente inferiore a quella assunta per le configurazioni impiantistiche basate sulla combustione con ciclo a vapore ultrasupercritico a causa dei notevoli problemi di erosione tipici delle caldaie a letto fluido.

Le seguenti tabelle 10.7 e 10.8 riportano i risultati dei bilanci dell'impianto, nella configurazione AFBC, relativamente agli aspetti energetici e ambientali, rispettivamente.

<i>Bilancio energetico</i>	
Potenza termica [MW]	1 650
Potenza elettrica lorda [MW]	507
Assorbimento ausiliari [MW]	29
Potenza elettrica netta [MW]	479
Rendimento elettrico netto (sul LHV)	29,0%
Disponibilità [h/anno]	7 200
Energia elettrica prodotta [GWh/anno]	3 445
Potenza elettrica netta della config. di base (senza CCS) [MW]	660
Rendimento elettrico netto della config. di base (senza CCS)	40,0%
<i>Consumi di combustibile</i>	
Consumo totale di combustibile [t/h]	262
Consumo totale di combustibile [Mt/anno]	1,89
Consumo di carbone Sulcis [Mt/anno]	1,03
Consumo di carbone di importazione [Mt/anno]	0,86
<i>Consumabili</i>	
Calcare (desolforazione in situ) [t/anno]	495 445
Calcare (processo FGD) [t/anno]	45 080
Ammoniaca (processo SCR) [t/anno]	1 126
Monoetanolamina (make-up assorbimento CO ₂) [t/anno]	n.d.
<i>Ceneri e sottoprodotti</i>	
Produzione di ceneri (bottom ash) [t/anno]	829 352
Ceneri leggere separate dal sistema di depolverazione [t/anno]	92 049
Gesso commerciale (processo FGD) [t/anno]	64 623

Tabella 10.7. Prestazioni energetiche della centrale termoelettrica AFBC.

Nel caso della configurazione AFBC, le ceneri leggere e soprattutto quelle pesanti sono caratterizzate da una elevata concentrazione di calcare e dai prodotti della desolforazione in situ dei fumi. Esse sono comunque classificabili come rifiuti speciali non pericolosi. Nella presente valutazione, tutti i residui della desolforazione in situ sono comunque stati considerati rimossi con le ceneri pesanti.

L'ammoniaca è impiegata come reagente dal processo SCR per la denitrificazione dei fumi: reagendo con gli NO_x e con una piccola frazione di ossigeno contenuto nei fumi stessi dà luogo alla formazione di azoto gassoso (N₂) e vapor d'acqua. Il gesso, di tipo commerciale, è infine il sottoprodotto del processo di desolforazione a umido dei fumi.

<i>Caratteristiche dei fumi di combustione (gas grezzo)</i>	
Portata volumetrica complessiva [Nm ³ /h]	2 204 801
Concentrazione di particolato [mg/Nm ³]	5 804
Concentrazione di SO _x [mg/Nm ³]	1 665
Concentrazione di NO _x [mg/Nm ³]	300
Concentrazione di CO ₂ [% in volume]	14,3%
<i>Emissioni inquinanti specifiche</i>	
Concentrazione di particolato al camino [mg/Nm ³]	5
Concentrazione di SO _x al camino [mg/Nm ³]	150
Concentrazione di NO _x al camino [mg/Nm ³]	175
<i>Emissioni inquinanti su base annua</i>	
Emissione annua di particolato [t/anno]	79
Emissione annua di SO _x [t/anno]	2 381
Emissione annua di NO _x [t/anno]	2 778
<i>Anidride carbonica</i>	
CO ₂ prodotta [Mt/anno]	4,08
CO ₂ separata e confinata [Mt/anno]	3,47
CO ₂ emessa [Mt/anno]	0,61

Tabella 10.8. Prestazioni ambientali della centrale termoelettrica AFBC.

Come per le configurazioni precedenti, le efficienze di rimozione delle tre specie inquinanti considerate sono in ogni caso compatibili con le prestazioni tipiche dei processi commerciali ai quali si è fatto riferimento.

10.5 CONFIGURAZIONE IGCC

La soluzione tecnologica IGCC consiste in un impianto costituito da tre gruppi identici, ciascuno della potenza elettrica netta di 220 MW (con riferimento alla configurazione base, senza il sistema CCS), basati su un processo di gassificazione a letto trascinato (di tecnologia Shell, con alimentazione a secco del combustibile) e su un ciclo combinato sottoposto, con il raffreddamento del condensatore effettuato attraverso l'utilizzo di acqua di mare.

Il carbone di alimentazione viene macinato fino a dimensioni di circa 0,05-0,10 mm in appositi mulini e immesso, mediante specifiche tramogge di pressurizzazione (lockhoppers),

all'interno del gassificatore, operante alla pressione di circa 3,5 MPa. Il gassificatore impiega, come agenti gassificanti, una miscela di ossigeno (con grado di purezza pari al 95% in volume, separato dall'aria mediante un sistema criogenico) e di vapore.

Il gas di sintesi, prodotto a una temperatura di circa 1400 °C, viene raffreddato mediante scambiatori di calore a recupero (syngas coolers) con produzione di vapore saturo ad alta pressione, utilizzato nell'impianto a vapore del ciclo combinato per la produzione di energia elettrica. La depolverazione del syngas avviene in un sistema di lavaggio (Venturi wet scrubber), che ne completa il raffreddamento consentendo una riduzione pressoché totale delle polveri in esso contenute.

I composti dello zolfo sono rimossi dal syngas attraverso un processo di assorbimento fisico di tipo Selexol, operante a una temperatura compresa tra -7 e -70 °C mediante solventi a base di DMPEG (dimetiletere glicopolietilenico). La rigenerazione avviene per semplice riduzione di pressione del solvente saturo. I composti così separati vengono recuperati sotto forma di zolfo elementare (S₈) mediante un processo Claus-SCOT.

La rimozione dell'anidride carbonica dal gas di sintesi avviene mediante un processo di water-gas shift (che converte cataliticamente il monossido di carbonio in CO₂ e idrogeno) seguito da un sistema di assorbimento chimico pre-combustione della CO₂, processo del tutto analogo a quello di desolfurazione. Le minori portate da trattare operando sul syngas anziché sui fumi e la maggiore integrazione di tale sezione col resto dell'impianto comportano, rispetto ai processi pre-combustione, un minore impatto (circa 6,3 punti percentuali) di tale sistema sull'efficienza complessiva dell'impianto.

Il gas di sintesi depurato, una volta saturato e preriscaldato, viene quindi impiegato come combustibile in una turbina a gas di ultima generazione (operante con rapporto di compressione di circa 15-16 e con una temperatura di ingresso in turbina di circa 1300-1400 °C). I gas di scarico della turbina a gas vengono utilizzati in un generatore di vapore a recupero a 3 livelli di pressione, integrato con i syngas coolers della sezione di gassificazione, che alimenta, dal punto di vista energetico, il ciclo termodinamico (subcritico) del vapore stesso. Il raffreddamento del condensatore avviene attraverso l'utilizzo di acqua di mare in un circuito aperto.

I gas all'uscita del generatore di vapore a recupero non necessitano di ulteriori trattamenti per il controllo degli inquinanti, in quanto anche le emissioni di NO_x delle attuali turbine a gas sono molto contenute.

Una tale configurazione impiantistica presenta un rendimento di base assunto cautelativamente pari al 42%. Esso si riduce al 35,7% con l'introduzione del sistema CCS. In quest'ultimo caso, a valle della sezione di separazione dell'anidride carbonica il syngas è composto quasi esclusivamente da idrogeno. Le tecnologie di combustione di tale gas non sono ancora sufficientemente mature, per cui è stata assunta una disponibilità dell'impianto pari a 6500 ore all'anno (con un fattore di utilizzazione leggermente inferiore al 75%), significativamente più bassa di quella che ci si può attendere dalle tecnologie di combustione precedentemente descritte.

Le seguenti tabelle 10.9 e 10.10 riportano i risultati dei bilanci dell'impianto, nella configurazione IGCC, relativamente agli aspetti energetici e ambientali, rispettivamente.

<i>Bilancio energetico</i>	
Potenza termica [MW]	1 571
Potenza elettrica lorda [MW]	645
Assorbimento ausiliari [MW]	84
Potenza elettrica netta [MW]	561
Rendimento elettrico netto (sul LHV)	35,7%
Disponibilità [h/anno]	6 500
Energia elettrica prodotta [GWh/anno]	3 647
Potenza elettrica netta della config. di base (senza CCS) [MW]	660
Rendimento elettrico netto della config. di base (senza CCS)	42,0%
<i>Consumi di combustibile</i>	
Consumo totale di combustibile [t/h]	250
Consumo totale di combustibile [Mt/anno]	1,62
Consumo di carbone Sulcis [Mt/anno]	0,88
Consumo di carbone di importazione [Mt/anno]	0,74
<i>Consumabili</i>	
DMPEG (makeup processo Selexol desolfurazione syngas) [t/anno]	n.d.
DMPEG (makeup processo Selexol separazione CO ₂) [t/anno]	n.d.
<i>Ceneri e sottoprodotti</i>	
Produzione di ceneri (bottom ash) [t/anno]	224 431
Fanghi prodotti dal sistema di depolverazione [t/anno]	26 395
Zolfo elementare (da desolfurazione del syngas) [t/anno]	56 205

Tabella 10.9. Prestazioni energetiche della centrale termoelettrica IGCC.

Le ceneri pesanti vengono scaricate dal gassificatore allo stato fuso e sono raffreddate repentinamente in un bagno d'acqua. Ciò comporta una vetrificazione del materiale, che risulta essere totalmente inerte e riciclabile. Le ceneri leggere separate dal sistema di lavaggio si trovano invece sotto forma di fanghi e devono essere conferite in apposite discariche per rifiuti speciali non pericolosi.

<i>Caratteristiche dei fumi di combustione</i>	
Portata volumetrica complessiva [Nm ³ /h]	1 346 844
Concentrazione di particolato [mg/Nm ³]	5
Concentrazione di SO _x [mg/Nm ³]	150
Concentrazione di NO _x [mg/Nm ³]	175
Concentrazione di CO ₂ [% in volume]	19,7%
<i>Emissioni inquinanti specifiche</i>	
Concentrazione di particolato al camino [mg/Nm ³]	5
Concentrazione di SO _x al camino [mg/Nm ³]	150
Concentrazione di NO _x al camino [mg/Nm ³]	175
<i>Emissioni inquinanti su base annua</i>	
Emissione annua di particolato [t/anno]	44
Emissione annua di SO _x [t/anno]	1 313
Emissione annua di NO _x [t/anno]	1 532
<i>Anidride carbonica</i>	
CO ₂ prodotta [Mt/anno]	3,51
CO ₂ separata e confinata [Mt/anno]	2,98
CO ₂ emessa [Mt/anno]	0,53

Tabella 10.10. Prestazioni ambientali della centrale termoelettrica IGCC.

Come per le configurazioni precedenti, le efficienze di rimozione di polveri e SO_x considerate sono in ogni caso compatibili con le prestazioni tipiche dei processi commerciali ai quali si è fatto riferimento. Relativamente agli NO_x, la loro formazione è fortemente limitata dai bruciatori impiegati nell'impianto turbogas.

10.6 CONFIGURAZIONE OXY

A titolo comparativo, il presente studio considera, tra le configurazioni impiantistiche possibili, anche una configurazione di tipo avanzato, oggi non disponibile a livello commerciale, basata sulle tecnologie di ossicombustione. Le principali assunzioni relative a tale configurazione sono state ricavate dalla letteratura scientifica (NETL, 2008) e, proprio per l'immatùrità del processo in esame, sono caratterizzate da un elevato grado di incertezza.

La configurazione considerata prevede l'impiego di una caldaia da 660 MW di combustione del polverino di carbone mediante una corrente di ossigeno caratterizzata da una purezza del 95% (in volume, con un contenuto di H₂O dell'ordine dello 0,015%, sempre in volume), separata dall'aria attraverso un processo criogenico (del tutto analogo a quello impiegato nei processi di gassificazione). Il vapore è prodotto in condizioni ultrasupercritiche ed evolve attraverso un ciclo termodinamico avanzato (27,6 MPa/732 °C/760 °C, anch'esso non ancora disponibile commercialmente), con il raffreddamento del condensatore effettuato attraverso l'apporto di acqua di mare in un circuito aperto.

All'uscita del generatore di vapore i gas combustibili sono composti quasi esclusivamente da vapore d'acqua e da anidride carbonica, fatta eccezione per i composti inquinanti quali polveri e SO_x. Le polveri sono rimosse mediante un sistema di filtri ceramici avanzati, operanti ad alta temperatura. A valle di tale sistema, il gas viene raffreddato al fine di consentire la condensazione del vapore d'acqua (nel complesso è stato ipotizzato cautelativamente che il 99% circa dell'anidride carbonica venga separato dall'acqua, reimpiegata per il processo). Il gas residuo, compresi gli inquinanti in esso contenuti, viene direttamente inviato al confinamento geologico senza ulteriori trattamenti.

Nel complesso, il rendimento elettrico netto della configurazione individuata è pari al 33%. Esso è fortemente condizionato dagli assorbimenti elettrici dell'unità di frazionamento criogenico dell'aria (ASU). La disponibilità annua è stata assunta pari a 6500 ore, corrispondente a un fattore di utilizzazione del 75% circa.

La tabella 10.11 riporta i risultati dei bilanci dell'impianto, nella configurazione OXY, relativamente agli aspetti energetici e ambientali.

<i>Bilancio energetico</i>	
Potenza termica [MW]	2 000
Potenza elettrica lorda [MW]	759
Assorbimento ausiliari [MW]	99
Potenza elettrica netta [MW]	660
Rendimento elettrico netto (sul LHV)	33,0%
Disponibilità [h/anno]	6 500
Energia elettrica prodotta [GWh/anno]	4 290
<i>Consumi di combustibile</i>	
Consumo totale di combustibile [t/h]	318
Consumo totale di combustibile [Mt/anno]	2,07
Consumo di carbone Sulcis [Mt/anno]	1,12
Consumo di carbone di importazione [Mt/anno]	0,94
<i>Ceneri e sottoprodotti</i>	
Produzione di ceneri (bottom ash) [t/anno]	235 232
Ceneri leggere separate dal sistema di depolverazione [t/anno]	100 814
<i>Anidride carbonica</i>	
CO ₂ prodotta [Mt/anno]	4,47
CO ₂ separata e confinata [Mt/anno]	4,42
CO ₂ emessa [Mt/anno]	0,04

Tabella 10.11. Prestazioni energetiche della centrale termoelettrica OXY.

Le ceneri pesanti della configurazione OXY sono tipicamente riciclabili nel settore dell'edilizia o, in alternativa, possono essere confinate negli strati esausti del bacino carbonifero. Sono dunque classificabili, così come le ceneri leggere, come rifiuti speciali non pericolosi. A seconda delle particolari condizioni operative, è anche possibile ipotizzare una rimozione delle ceneri allo stato fuso e un loro repentino raffreddamento mediante un bagno d'acqua, analogamente a quanto assunto per la configurazione IGCC. In tal caso le ceneri pesanti, vetrificate, sarebbero classificabili come rifiuti inerti.

Dal punto di vista delle emissioni gassose, la possibilità di confinarle completamente insieme alla CO₂ comporta emissioni atmosferiche pressoché nulle.

10.7 CONSIDERAZIONI CONCLUSIVE

La tabella 10.12 riporta una sintesi comparativa delle prestazioni delle diverse configurazioni impiantistiche considerate.

Tipo impianto	USPCC	USPCC	AFBC	IGVV	OXY
Trattamento gas	SNOX™	FGD-SCR	FGD-SCR	Selexol	-
<i>Bilancio energetico</i>					
Potenza termica [MW]	1 435	1 500	1 650	1 571	2 000
Potenza elettrica lorda [MW]	517	518	507	645	759
Assorbimento ausiliari [MW]	29	38	29	84	99
Potenza elettrica netta [MW]	488	480	479	561	660
Rendimento elettrico netto (sul LHV)	34,0%	32,0%	29,0%	35,7%	33,0%
Disponibilità [h/anno]	7 600	7 600	7 200	6 500	6 500
Energia elettrica prodotta [GWh/anno]	3 707	3 648	3 445	3 647	4 290
Potenza elettrica base (imp. senza CCS) [MW]	660	660	660	660	660
Rendimento elettrico base (imp. senza CCS)	46,0%	44,0%	40,0%	42,0%	33,0%
<i>Consumi di combustibile</i>					
Consumo totale di combustibile [Mt/anno]	1,73	1,81	1,89	1,62	2,07
Consumo di carbone Sulcis [Mt/anno]	0,94	0,99	1,03	0,88	1,12
<i>Consumabili</i>					
Ammoniaca [t/anno]	1 861	1 945	1 126	-	-
Calcare [t/anno]	-	223 704	540 525	-	-
<i>Ceneri e sottoprodotti</i>					
Produzione di ceneri (bottom ash) [t/anno]	197 312	206 281	829 352	224 431	235 232
Ceneri leggere (o fanghi) [t/anno]	84 489	88 330	92 049	26 395	100 814
Acido solforico [t/anno]	182 330	-	-	-	-
Gesso commerciale [t/anno]	-	334 662	64 623	-	-
Zolfo elementare [t/anno]	-	-	-	56 205	-
<i>Anidride carbonica</i>					
CO ₂ prodotta [Mt/anno]	3,75	3,92	4,08	3,51	4,47
CO ₂ separata e confinata [Mt/anno]	3,18	3,33	3,47	2,98	4,42
CO ₂ emessa [Mt/anno]	0,56	0,59	0,61	0,53	0,04

Tabella 10.12. Confronto tra le prestazioni delle configurazioni impiantistiche considerate.

Dall'analisi comparativa delle suddette configurazioni impiantistiche, per le quali si è assunta una taglia pari a 660 MW elettrici netti (con riferimento all'impianto senza sistema CCS), si può osservare quanto segue.

- Le configurazioni USPCC (con SNOXTM o con un sistema convenzionale FGD) e OXY garantiscono rendimenti elettrici netti simili, dell'ordine del 32-34%. La configurazione AFBC è invece caratterizzata da un'efficienza significativamente più bassa (29%) mentre la configurazione IGCC è quella di gran lunga più efficiente (35,7%).
- Le potenze termiche delle caldaie sono piuttosto simili per tutte le configurazioni considerate, fatta eccezione per la configurazione OXY; la differenza è dovuta all'assunzione di effettuare la valutazione a parità di potenza elettrica della soluzione impiantistica senza CCS che, nel caso della ossicombustione, coincide con la configurazione effettiva.
- Le configurazioni impiantistiche basate sulle caldaie USPCC garantiscono una disponibilità annua di 7600 ore; l'impianto AFBC, per via dei noti problemi di erosione, garantisce una disponibilità leggermente inferiore (7200 ore all'anno), mentre le configurazioni IGCC e OXY, non ancora pienamente mature, consentono valori di disponibilità significativamente inferiori (6500 ore all'anno).
- Fatta eccezione per i makeup dei vari solventi di tipo rigenerabile, trascurati nella presente analisi, le configurazioni basate sui processi di combustione con aria (USPCC e, in quantità minore, AFBC) comportano l'impiego di ammoniaca per la rimozione degli ossidi di azoto. Inoltre le configurazioni USPCC-FGD e soprattutto AFBC richiedono una notevole quantità di calcare per il processo di desolforazione. Le configurazioni IGCC e OXY non hanno necessità di consumabili per i processi di trattamento.
- Tutte le configurazioni selezionate comportano la produzione di circa 200'000 tonnellate all'anno di ceneri, classificabili come rifiuti speciali non pericolosi (o inerti, nel caso dell'impianto IGCC). Fa eccezione la configurazione AFBC, che comporta una produzione di ceneri pesanti pari a circa quattro volte quella delle altre configurazioni. Ciò è dovuto all'introduzione di calcare in camera di combustione al fine di operare la desolforazione in situ dei fumi.

- Fatta eccezione per la configurazione OXY, che non prevede particolari trattamenti dei fumi, tutte le altre configurazioni comportano la produzione di sottoprodotti, quali acido solforico (USPCC-SNOX), gesso (USPCC-FGD e AFBC) e zolfo elementare (IGCC). L'acido solforico e lo zolfo elementare sono facilmente piazzabili nel mercato e caratterizzati da un elevato valore commerciale, mentre il gesso può comportare notevoli problemi di collocazione nel mercato e, a seconda delle particolari caratteristiche, potrebbe dover essere previsto un suo eventuale conferimento a discarica.
- Dal punto di vista delle emissioni atmosferiche, tutte le configurazioni impiantistiche considerate sono equivalenti (fatta eccezione per la configurazione OXY, che comporta emissioni atmosferiche assolutamente trascurabili), anche per via dell'ipotesi che i sistemi di trattamento siano dimensionati per operare con l'efficienza di rimozione minima per garantire il rispetto dei limiti di emissione. Tutte le apparecchiature in esame possono garantire le efficienze desiderate.
- Sebbene la configurazione OXY comporti la maggiore produzione di anidride carbonica (per via della maggiore potenza termica installata), essa consente un confinamento praticamente totale, per cui l'emissione effettiva risulta essere minore rispetto alle altre configurazioni impiantistiche.
- Da un'analisi delle sole prestazioni energetiche e ambientali dell'impianto, la configurazione ottimale per l'applicazione nel Sulcis sembrerebbe essere quella basata sulla tecnologia di ossicombustione. Tuttavia, come più volte ribadito, tale tecnologia risulta essere ancora lontana dalla maturità commerciale. Per un'applicazione commerciale nel brevissimo periodo, pertanto, la tecnologia più promettente sembra essere quella di combustione del polverino di carbone con ciclo del vapore ultrasupercritico e dotata di sistemi SNOXTM per la rimozione combinata degli ossidi di zolfo e azoto. Rispetto a tale configurazione, la soluzione IGCC risulta essere più efficiente ma meno affidabile.

11. Analisi economica di una centrale CCS da realizzare nel Sulcis

Il presente capitolo riporta, sulla base delle precedenti considerazioni di carattere tecnico, ambientale e normativo, l'analisi economica di massima di un potenziale progetto per la realizzazione, nel Sulcis, di un impianto CCS.

L'analisi qui presentata è basata principalmente su dati di letteratura relativi ad applicazioni simili e non tiene conto, tra le altre cose, degli aspetti di carattere finanziario (la trattazione di tutte le questioni relative al capitale proprio del concessionario, al reperimento dei finanziamenti, alla valutazione degli oneri finanziari e così via è del tutto prematura in questa sede).

L'analisi economica è effettuata per le cinque configurazioni impiantistiche descritte al capitolo 10 e di seguito brevemente richiamate:

1. USPPC-SNOX – impianto di combustione ultrasupercritico a polverino di carbone, dotato di un processo SNOXTM per la rimozione combinata di SO_x ed NO_x e di un processo di assorbimento chimico della CO₂ con solventi a base di ammine; l'efficienza elettrica complessiva dell'impianto è assunta pari al 34%;
2. USPPC-FGD – impianto di combustione ultrasupercritico a polverino di carbone, dotato di un sistema FGD a umido per la desolforazione, di un processo di riduzione selettiva catalitica (SCR) per la rimozione degli NO_x e di un sistema di assorbimento chimico della CO₂ con solventi a base di ammine; l'efficienza elettrica complessiva dell'impianto è assunta pari al 32%;
3. AFBC – impianto di combustione in letto fluido atmosferico, con ciclo subcritico del vapore, dotato di sistemi di depurazione dei fumi e di separazione della CO₂ concettualmente identici a quelli relativi alla configurazione USPPC-FGD; l'efficienza elettrica complessiva dell'impianto è assunta pari al 32%;
4. IGCC – impianto di gassificazione in letto trascinato con alimentazione a secco del polverino di carbone (tecnologia Shell), integrato con un ciclo combinato gas-vapore e dotato di un processo Selexol di desolforazione del syngas e di un processo di assorbimento fisico pre-combustione della CO₂; l'efficienza elettrica complessiva dell'impianto è assunta pari al 35,7%;
5. OXY – impianto di ossicombustione del polverino di carbone, dotato di un sistema di depolverazione dei fumi e operante la separazione dell'anidride carbonica dai fumi per

semplice condensazione del vapor d'acqua in essi contenuto; l'efficienza elettrica complessiva dell'impianto è assunta pari al 33%.

Il confronto tra le prestazioni economiche delle tecnologie considerate è stato effettuato sulla base dei parametri economico-finanziari tipicamente impiegati per tali valutazioni: il valore attuale netto, il tasso interno di rendimento e il tempo di recupero del capitale. Inoltre, data la natura dell'impianto, sono stati valutati parametri quali il costo dell'energia elettrica, il costo di separazione dell'anidride carbonica e il costo della CO₂ evitata. La definizione di tali parametri è riportata al paragrafo 11.4.

11.1 COSTI DI INVESTIMENTO

La valutazione dei costi di investimento per la realizzazione della centrale CCS nel Sulcis è stata effettuata tenendo conto dell'effettiva realizzazione dell'impianto e della sistemazione di tutte le infrastrutture necessarie al suo funzionamento.

La tabella 11.1 riporta le principali assunzioni relative all'investimento per la realizzazione della centrale termoelettrica, del sistema CCS a essa integrato e delle relative infrastrutture.

	<i>USPCC- SNOX</i>	<i>USPCC- FGD</i>	<i>AFBC</i>	<i>IGCC</i>	<i>OXY</i>
<i>Costi di investimento [M€]</i>					
Centrale termoelettrica (senza CCS)	832,00	792,00	726,00	911,00	1 029,00
Sezione di separazione della CO ₂	786,00	786,00	786,00	629,00	-
Pipeline per il trasporto della CO ₂	31,71	33,15	34,55	29,70	44,03
Sistema di iniezione della CO ₂	321,96	336,59	350,76	301,58	447,05
Material handling	85,49	89,38	93,14	80,08	101,92
Altri costi di investimento	164,57	162,97	159,24	156,11	129,76
Costi imprevisi	41,14	40,74	39,81	39,03	32,44
TOTALE	2 262,87	2 240,83	2 189,50	2 146,50	1 784,20

Tabella 11.1. Stima dei costi di investimento per le configurazioni in esame.

I costi di investimento della centrale termoelettrica e del sistema di separazione dell'anidride carbonica dai fumi di combustione o dal syngas sono stati tratti dalla letteratura scientifica (DoE,

2010; Dominichini, 2009; Nalbandian, 2008; NETL, 2008; Kessels et al., 2007; Nexant, 2006; Dominichini et al., 2005; Watson, 2005).

A titolo di esempio, nelle tabelle 11.2 e 11.3 è riportata una tipica distribuzione (in termini percentuali) del costo di investimento nelle varie voci relativamente alle configurazioni SPCC e IGCC dotate di sistemi CCS operante rispettivamente post- e pre-combustione.

	<i>Appar.</i>	<i>Mate- riali</i>	<i>Lavoro (diretto)</i>	<i>Lavoro (indir.)</i>	<i>Inge- gneria</i>	<i>Altri costi</i>	<i>TOT.</i>
Movimentazione combustibile	1,25%	0,34%	0,75%	0,00%	0,21%	0,38%	2,93%
Preparazione e alimentazione	0,85%	0,05%	0,22%	0,00%	0,10%	0,18%	1,10%
Acqua di alimentazione e BoP	3,42%	0,00%	1,61%	0,00%	0,46%	0,90%	6,40%
Caldaia e accessory	12,23%	0,00%	6,86%	0,00%	1,86%	2,09%	23,04%
Depurazione fumi	6,31%	0,00%	2,15%	0,00%	0,81%	0,93%	10,20%
Separazione e compress. CO ₂	14,69%	0,00%	4,48%	0,00%	1,83%	8,26%	29,26%
Piping e strutture	1,09%	0,06%	0,74%	0,00%	0,17%	0,27%	2,34%
Turbine a vapore e generatore	5,25%	0,07%	1,43%	0,00%	0,62%	0,87%	8,25%
Sistema acqua di raffreddamento	1,29%	0,62%	1,15%	0,00%	0,29%	0,45%	3,81%
Movimentaz. ceneri e sorbenti	0,33%	0,01%	0,44%	0,00%	0,08%	0,09%	0,94%
Impianto elettrico ausiliario	1,57%	0,67%	1,88%	0,00%	0,36%	0,56%	5,05%
Strumentazione e controllo	0,63%	0,00%	0,63%	0,00%	0,11%	0,24%	1,61%
Adeguamento del sito	0,21%	0,12%	0,42%	0,00%	0,07%	0,16%	0,98%
Edifici e strutture civili	0,00%	1,55%	1,47%	0,00%	0,27%	0,49%	3,78%
TOTALE	49,14%	3,48%	24,24%	0,00%	7,26%	15,89%	100,0%

Tabella 11.2. Distribuzione tipica dei costi di investimento per un impianto USPPCC con CCS¹²³.

	<i>Appar.</i>	<i>Mate- riali</i>	<i>Lavoro (diretto)</i>	<i>Lavoro (indir.)</i>	<i>Inge- gneria</i>	<i>Altri costi</i>	<i>TOT.</i>
Movimentazione combustibile	0,88%	0,16%	0,68%	0,00%	0,16%	0,38%	2,25%
Preparazione e alimentazione	6,96%	0,55%	1,16%	0,00%	0,75%	1,88%	11,30%
Acqua di alimentazione e BoP	0,60%	0,46%	0,61%	0,00%	0,16%	0,42%	2,25%
ASU	10,98%	0,00%	0,00%	0,00%	1,06%	1,20%	13,25%
Gassificatore e accessori	10,78%	0,62%	4,85%	0,00%	1,47%	5,00%	22,73%
Depurazione syngas e piping	5,76%	0,25%	4,92%	0,00%	1,06%	4,39%	16,38%
Separazione e compress. CO ₂	1,13%	0,00%	0,67%	0,00%	0,17%	0,39%	2,36%
Sezione turbogas e accessori	5,82%	0,05%	0,47%	0,00%	0,60%	1,40%	8,35%
HRSR (gen. vapore a recupero)	2,13%	0,00%	0,30%	0,00%	0,23%	0,27%	2,93%
Piping e strutture	0,21%	0,15%	0,20%	0,00%	0,05%	0,10%	0,72%
Turbine a vapore e generatore	2,09%	0,05%	0,65%	0,00%	0,26%	0,41%	3,48%
Sistema acqua di raffreddamento	0,63%	0,60%	0,51%	0,00%	0,16%	0,39%	2,29%
Movimentaz. ceneri e sorbenti	1,18%	0,09%	0,58%	0,00%	0,18%	0,22%	2,25%
Impianto elettrico ausiliario	1,93%	0,77%	1,50%	0,00%	0,36%	0,86%	5,42%
Strumentazione e controllo	0,70%	0,13%	0,45%	0,00%	0,12%	0,31%	1,69%
Adeguamento del sito	0,21%	0,12%	0,52%	0,00%	0,08%	0,28%	1,23%
Edifici e strutture civili	0,00%	0,41%	0,46%	0,00%	0,08%	0,16%	1,10%
TOTALE	51,99%	4,42%	18,55%	0,00%	6,96%	18,08%	100,0%

Tabella 11.3. Distribuzione tipica dei costi di investimento per un impianto IGCC con CCS¹²⁴.

¹²³ Fonte: DoE, 2010.

Il costo di investimento del sistema di separazione della CO₂ riportato nella tabella 11.1 comprende anche il sistema di compressione interrefrigerata in più stadi, fino a una pressione di circa 10 MPa.

La CO₂ separata e compressa viene inviata mediante pipeline al sito di confinamento. In particolare, è stato considerato un costo complessivo di trasporto (comprendente investimento e costi operativi) pari a 2,5 c€/t·km (Metz et al., 2005; Hendriks et al., 2004). Relativamente al confinamento della CO₂ separata, nel presente studio è stato ipotizzato che approssimativamente il 50% dell'anidride carbonica venga iniettata negli strati profondi e non coltivabili del bacino carbonifero, mediante l'impiego della tecnica ECBM (Enhanced Coal Bed Methane), mentre il restante 50% è confinato mediante iniezione negli acquiferi sottostanti il giacimento di carbone.

I dati di costo per il confinamento mediante tecnica ECBM sono in genere disponibili in letteratura come valori aggregati (comprendenti i costi di investimento e operativi). Tali dati indicano valori di costo complessivo intorno a 20 €/t (IEA, 2005; Hendriks et al., 2004). Per disaggregare tali valori in costi di investimento e costi operativi si è assunto, in prima analisi, che il 25% del costo totale (calcolato per l'intera vita operativa dell'impianto) sia da attribuire all'investimento iniziale, mentre il rimanente 75% sia da intendersi come investimenti successivi distribuiti lungo il periodo di attività dell'impianto (tali costi sono stati trattati come costi operativi).

Per quanto riguarda il confinamento negli acquiferi è stato invece assunto un costo complessivo di investimento pari a circa 130 M€ e un costo specifico operativo di 30 c€/t (Metz et al., 2005; Gunter, 2002).

Relativamente alla miniera, è stato assunto un costo d'investimento pari a 65 M€ per adattare le strutture alle nuove esigenze di produzione.

Le voci "altri costi di investimento" e "costi imprevisti", come da prassi, sono state assunte forfaitariamente nella misura dell'8% e del 2%, rispettivamente, delle altre voci di costo considerate. In particolare, la voce "altri costi di investimento" tiene conto dei costi per l'allacciamento dell'impianto e delle infrastrutture alla rete elettrica, per l'acquisizione di licenze e brevetti, per la predisposizione delle autorizzazioni eccetera.

I costi di investimento, nel loro complesso, sono stati distribuiti nel corso del periodo di costruzione dell'impianto (dal 2012 al 2015) secondo la seguente ipotesi:

¹²⁴ Fonte: DoE, 2010.

- il 24% viene investito nel corso del primo anno di costruzione (2012);
- il 39% viene investito nel corso del secondo anno di costruzione (2013);
- il 32% viene investito nel corso del terzo anno di costruzione (2014);
- il 5% viene investito nel corso del quarto e ultimo anno di costruzione (2015).

A tale distribuzione fanno eccezione i costi di investimento relativi all'adattamento della miniera alle nuove esigenze di produzione, distribuiti nel corso del periodo di costruzione dell'impianto (dal 2012 al 2015) secondo la seguente ipotesi:

- il 20% viene investito nel corso del primo anno di costruzione (2012);
- il 34% viene investito nel corso del secondo anno di costruzione (2013);
- il 29% viene investito nel corso del terzo anno di costruzione (2014);
- il 17% viene investito nel corso del quarto e ultimo anno di costruzione (2015).

La tabella 11.4 riporta, in sintesi, le principali assunzioni economico-finanziarie considerate nella presente valutazione.

Periodo di costruzione [anni]	4
Vita operativa dell'impianto [anni]	21
Periodo di ammortamento finanziario [anni]	10
Tasso di interesse	8%
Tasso di inflazione	2%
Valore residuo dell'impianto [M€]	0,00

Tabella 11.4. Principali assunzioni economico-finanziarie.

11.2 COSTI OPERATIVI DELLA CENTRALE

I costi operativi relativi alla centrale termoelettrica sono composti dalle seguenti voci principali:

- costo di estrazione del carbone Sulcis;
- costo del carbone di importazione;
- altri costi operativi e di manutenzione dell'impianto;
- costi operativi per il material handling;
- costi operativi per compressione, trasporto e confinamento della CO₂;
- costo di acquisto delle quote di emissione di CO₂;

- tasse.

Costi del combustibile

Relativamente al carbone Sulcis lavato, è stato assunto un costo pari a 65 €/t, corrispondente al costo di estrazione; tale costo è riferito all'anno 2010 ed è stato ricalcolato anno per anno sulla base dell'inflazione.

Il costo del carbone di importazione è stato invece valutato sulla base di un costo CIF ARA¹²⁵ di 77 €/t (valore medio stimato da Bloomberg nel periodo 2008-2010) al quale vanno aggiunti circa 10 €/t come maggiorazione per i trasporti nel Mediterraneo e per tener conto dei costi doganali a destinazione e 2,90 €/t per le accise (valore calcolato sulla base di quanto indicato dall'Agenzia delle Dogane). Tali costi, riferiti al 2010, sono stati determinati anno per anno sulla base dell'inflazione (2% annuo); a ciò fa eccezione il costo effettivo del carbone di importazione nel periodo dal 2010 al 2013, che è stato determinato annualmente sulla base delle previsioni di Bloomberg relative al carbone stesso (in particolare, sono stati considerati incrementi pari, rispettivamente, a 0,4%, 4,6% e 10,5% per gli anni 2011, 2012 e 2013).

Costi operativi e di manutenzione della centrale

I costi operativi e di manutenzione (O&M, operating and maintenance) sono stati calcolati sulla base di dati di letteratura (DoE, 2010; Sekar, 2005). Tali costi, in linea generale, tengono conto del personale impiegato per la centrale (circa 75 dipendenti per tutte le configurazioni considerate, escluso il personale addetto al material handling), dei consumabili e delle strutture a servizio dell'impianto.

Tali costi non tengono conto della gestione del sistema di material handling, ovvero di movimentazione dei materiali (combustibili, ceneri, consumabili e sottoprodotti). Per tale sistema il costo complessivo di gestione ammonta a circa 4 M€ all'anno (con riferimento al 2010, incrementato annualmente sulla base dell'inflazione), comprendenti i costi operativi veri e propri (0,4 M€ all'anno), i costi del personale (3,5 M€ all'anno, corrispondenti a circa 60-65 dipendenti) e i costi relativi ai consumi elettrici (0,1 M€ all'anno).

¹²⁵ Per CIF (Cost, Insurance and Freight) s'intende la clausola contrattuale relativa al trasporto internazionale via nave. Nello specifico, il costo CIF comprende, oltre al trasporto effettivo, anche lo scarico del materiale, le spese doganali relative al paese d'origine, quelle per l'ottenimento di eventuali licenze di esportazione e i costi di assicurazione del carico. L'acronimo ARA (Amsterdam/Rotterdam/Antwerp) è generalmente impiegato per indicare i trasporti marittimi dei combustibili (e in particolare del petrolio greggio) fino ai porti dell'Europa Nord-Occidentale.

Costi operativi di compressione, trasporto e confinamento della CO₂

Come accennato, per tutte le configurazioni esaminate nel presente capitolo, la CO₂ separata viene disidratata, compressa (a circa 10 MPa) e inviata mediante pipeline al sito di confinamento. In particolare, relativamente alla compressione, è stato considerato un costo operativo pari a 0,75 €/kg (Hendriks et al., 2004).

Relativamente al confinamento della CO₂ mediante tecnologia ECBM valgono le ipotesi indicate in precedenza relative alla ripartizione, sulla base del costo complessivo, tra costi di investimento e costi operativi. In particolare, come precedentemente indicato, si è assunto, in prima analisi, che il 25% del costo totale (calcolato per l'intera vita operativa dell'impianto) sia da attribuire all'investimento iniziale, mentre il rimanente 75% sia da intendersi come investimenti successivi distribuiti lungo il periodo di attività dell'impianto (tali costi sono stati trattati come costi operativi). Relativamente alla tecnologia di confinamento della CO₂ negli acquiferi è stato considerato invece un costo operativo specifico pari a 30 €/t.

Prudenzialmente, nella presente analisi, non sono stati considerati i ricavi legati alla vendita del metano. Per quanto i numerosi studi effettuati (Amorino et al., 2007) indichino come promettente l'applicazione della tecnologia ECBM al bacino carbonifero del Sulcis, non si dispone ancora di dati quantitativi sulla produzione di metano.

Costi delle quote di emissione di anidride carbonica

Dal momento che, nella presente analisi, l'entrata in esercizio della centrale termoelettrica è stata prevista per l'anno 2016, le valutazioni economiche sono state effettuate tenendo conto della direttiva europea 2009/29/CE del Parlamento Europeo e del Consiglio del 23 aprile 2009 (in fase di recepimento a livello nazionale). Essa prevede che, a partire dal 2013, sia sospesa l'assegnazione delle quote di emissione a titolo gratuito, ma che tutte le quote (corrispondenti all'anidride carbonica effettivamente emessa in atmosfera) siano acquistate a titolo oneroso.

Per quanto riguarda il valore delle quote di emissione della CO₂ si fa riferimento a quello previsto dalla SENDECO2¹²⁶, società che opera nel mercato elettronico regolamentato per il trading spot dei permessi di emissione di CO₂ all'interno dello schema EU ETS (Emission Trading System). Tale valore, in uno scenario futuro successivo al 2013, si prevede compreso tra 25 e 30 €/t.

¹²⁶ Fonte: Sendeco2 website: www.sendeco2.com, maggio 2011.

Per le valutazioni di seguito riportate si è assunto un valore delle quote di emissione pari a 25 €/t riferito all'anno 2016 e successivamente incrementato per tener conto dell'inflazione.

Tasse

Relativamente alle ecotasse, è stato considerato (con riferimento al 2010) un costo di 106 €/t per le emissioni di SO_x e di 209 €/t per le emissioni di NO_x (sulla base dei dati dell'Agenzia delle Dogane), mentre IRES e IRAP sono state determinate sulla base del risultato operativo, come di seguito specificato:

- l'IRES (imposta sul reddito delle società) è calcolata annualmente come il 27,5% del risultato operativo;
- l'IRAP (imposta regionale sulle attività produttive) è calcolata annualmente come il 3,9% della somma tra risultato operativo e costo del personale.

In particolare, relativamente al personale, il costo per il calcolo dell'IRAP è stato determinato considerando un totale di 770 unità lavorative (tra miniera, centrale termoelettrica e material handling) con un costo medio annuo (riferito al 2010 e adeguato annualmente sulla base dell'inflazione) pari a 55'000 € a lavoratore.

Sintesi dei costi operativi

La tabella 11.5 riporta, in sintesi, i costi operativi, riferiti all'anno 2016 (il primo di esercizio della centrale termoelettrica) determinati per le cinque configurazioni impiantistiche in esame.

	<i>USPCC- SNOX</i>	<i>USPCC- FGD</i>	<i>AFBC</i>	<i>IGCC</i>	<i>OXY</i>
<i>Costi operativi della centrale termoelettrica [M€/anno]</i>					
Costo del carbone Sulcis	68,98	72,11	75,15	64,61	82,23
Costo del carbone di importazione	87,41	91,39	95,24	81,88	104,21
Costi operativi e di manutenzione	40,08	39,44	37,25	40,24	69,57
Costi di trasmissione dell'energia	1,07	1,05	0,99	1,05	1,24
Costi per il material handling	4,50	4,50	4,50	4,50	4,50
Ecotassa sulle emissioni di NOx	0,23	0,24	0,25	0,14	0,00
Ecotassa sulle emissioni di SOx	0,53	0,56	0,58	0,32	0,00
TOTALE	202,81	209,29	213,96	192,75	261,76
<i>Costi operativi del sistema CCS [M€/anno]</i>					
Costi operativi e di manutenzione	11,86	11,86	11,86	11,86	11,86
Costo di compressione della CO ₂	26,89	28,12	29,30	25,19	37,34
Costo di trasporto della CO ₂	2,24	2,34	2,44	2,10	3,11
Costo di confinamento della CO ₂	27,43	28,68	29,89	25,70	38,09
TOTALE	68,42	70,99	73,48	64,84	90,40
<i>Acquisto delle quote di emissione della CO₂ [M€/anno]</i>					
Acquisto delle quote di emissione	14,05	14,69	15,30	13,16	1,12
<i>Piano di ammortamento in 10 anni [M€/anno]</i>					
Ammortamento	232,79	230,58	255,45	221,15	184,92
<i>Tasse [M€/anno]</i>					
IRES	44,87	39,80	28,83	48,98	68,77
IRAP	8,00	7,28	5,73	8,58	11,39

Tabella 11.5. Costi operativi (al 2016) previsti per la centrale termoelettrica.

Dalla tabella si può osservare che i costi operativi più bassi si hanno per la configurazione IGCC; ciò è dovuto sostanzialmente al minore coefficiente di utilizzazione dell'impianto (circa il 74%, corrispondente a una disponibilità annua di 6500 ore, contro l'87% delle due configurazioni USPCC, corrispondente a una disponibilità di 7600 ore all'anno). I costi operativi della soluzione OXY sono invece i più elevati, principalmente a causa della maggiore potenza termica della centrale.

11.3 RICAVI DALLA VENDITA DELL'ENERGIA ELETTRICA

L'energia elettrica prodotta dalla centrale è venduta per intero al GSE (Gestore dei Servizi Energetici). La normativa vigente relativa al nuovo impianto da realizzare nel Sulcis prevede che il prezzo di vendita venga determinato sulla base del provvedimento CIP 6 del 1992, che assimila il carbone Sulcis a una fonte rinnovabile di energia e definisce la tariffa elettrica in base al criterio del "costo evitato". In particolare, la tariffa di base è determinata come somma delle seguenti voci:

- costo evitato di impianto;
- costo evitato di esercizio;
- costo evitato del combustibile.

Inoltre, per i primi otto anni di esercizio dell'impianto, il CIP 6/1992 riconosce un significativo incentivo alla produzione, mentre per gli anni successivi all'ottavo è previsto una ulteriore maggiorazione del prezzo di cessione dell'energia rispetto al costo evitato totale. La tabella 11.6 riporta i valori di tali voci di costo assunte nel presente studio (sulla base dei dati forniti dal GSE), e riferiti all'anno 2010.

	<i>Prezzo di cessione [c€/kWh]</i>
Costo evitato di impianto	2,21
Costo evitato di esercizio	0,76
Costo evitato del combustibile	6,72
Costo evitato complessivo	9,69
Incentivo per i primi otto anni	6,74
Maggiorazione dal nono anno	0,40

Tabella 11.6. Determinazione del prezzo di cessione dell'energia elettrica.

Ciascuna componente di costo è stata incrementata annualmente per tenere conto dell'inflazione del 2%. A questo fa eccezione il costo evitato del combustibile, il cui andamento per i primi 5 anni (dal 2011 al 2015) è stato valutato seguendo le previsioni dell'andamento del Brent, mentre dal 2016 in poi è stato valutato, come per le altre voci, sulla base dell'inflazione.

Altre assunzioni

La presente analisi non considera i ricavi derivanti dalla produzione di sottoprodotti commercializzabili (principalmente acido solforico, gesso e zolfo elementare, a seconda della configurazione impiantistica). Si è infatti ipotizzato, in prima approssimazione, che tali ricavi vadano a compensare completamente i costi di smaltimento delle ceneri e i costi operativi dei sistemi di trattamento delle acque reflue.

11.4 ANALISI COMPARATIVA DELL'INVESTIMENTO

L'analisi comparativa dell'investimento per la realizzazione, nell'area del Sulcis, di una centrale termoelettrica dotata di un sistema CCS è stata effettuata con riferimento ai parametri economico-finanziari comunemente impiegati per tali confronti, ovvero:

- VAN (valore attuale netto, detto anche “net present value”, NPV), definito come la somma dei flussi annui di cassa dell'investimento, tutti attualizzati al primo anno;
- TIR (tasso interno di investimento, detto anche “internal rate of return”, IRR), definito come il valore del tasso di interesse tale per cui il VAN dell'investimento è pari a zero;
- TRC (tempo di recupero del capitale investito, detto comunemente “payback time”), definito come il numero di anni che occorrono per portare a zero la somma cumulativa dei flussi di cassa attualizzati al primo anno; nelle presenti valutazioni, tale parametro include i quattro anni di costruzione dell'impianto.

Oltre a tali parametri, al fine di quantificare le prestazioni economiche dell'impianto, è stata effettuata una stima del costo di produzione dell'energia elettrica (CoE, Cost of Electricity), del costo di separazione della CO₂ e del costo specifico della “CO₂ evitata”.

In particolare, il CoE (espresso in c€/kWh) è definito come il rapporto tra il costo complessivo dell'impianto (dato dalla somma dei costi di investimento e dei costi operativi, compresi quelli del combustibile) calcolato per l'intera vita del progetto e la quantità totale di energia elettrica prodotta nello stesso intervallo di tempo.

Analogamente, il costo di separazione della CO₂ è il rapporto tra i costi totali (di investimento e operativi) relativi al sistema CCS (separazione, compressione, trasporto e confinamento geologico

dell'anidride carbonica, senza però tener conto dell'acquisto delle quote di emissione) calcolati nel corso dell'intera vita del progetto e la CO₂ complessivamente confinata nello stesso periodo di tempo.

Infine, il costo della CO₂ evitata è definito come:

$$C_a = \frac{CoE_{CCS} - CoE_{base}}{e_{base} - e_{CCS}}$$

dove CoE è il costo dell'energia elettrica precedentemente definito ed "e" è l'emissione specifica di CO₂ (espressa in kg/kWh), mentre i pedici "base" e "CCS" indicano le configurazioni impiantistiche senza e con sistema CCS, rispettivamente.

Risultati dell'analisi preliminare

La tabella 11.7 riporta, in sintesi, i risultati dell'analisi economico-finanziaria preliminare dell'investimento, considerato nelle due configurazioni impiantistiche previste, sulla base dei parametri precedentemente definiti.

	<i>USPCC-SNOX</i>	<i>USPCC-FGD</i>	<i>AFBC</i>	<i>IGCC</i>	<i>OXY</i>
Valore attuale netto [M€]	-40,87	-142,40	-346,09	80,35	439,48
Tasso interno di rendimento (lordo)	7,74%	7,06%	5,51%	8,52%	11,31%
Payback [anni]	-	-	-	21	11
CoE effettivo [c€/kWh]	12,44	12,94	13,91	12,00	12,16
CoE attualizzato [c€/kWh]	6,12	6,31	6,72	5,91	5,50
Costo di separazione della CO ₂ [€/t]	45,16	44,40	43,72	43,58	30,93
Costo della CO ₂ evitata [€/t]	7,28	7,31	7,24	5,93	3,11

Tabella 11.7. Risultati dell'analisi economico-finanziaria preliminare.

Dalla tabella emerge che, fatta eccezione per la configurazione OXY, la soluzione IGCC risulta essere la più conveniente e l'unica, con le ipotesi considerate, capace di garantire un seppur limitato ritorno economico dell'investimento. Secondariamente, la soluzione USPCC-SNOX comporta un VAN leggermente negativo.

Un discorso a parte va fatto per la configurazione OXY che, se fosse sufficientemente sviluppata per l'applicazione commerciale, garantirebbe ampi margini di profitto e di affidabilità dell'investimento, con un VAN di circa 440 M€ e un tempo di recupero del capitale di soli 11 anni (comprensivi del periodo di costruzione). Per tale configurazione il costo di separazione della CO₂ tiene conto esclusivamente delle problematiche relative a compressione, trasporto e confinamento, dal momento che la separazione vera e propria è effettuata praticamente a costo nullo.

La limitata convenienza economica dell'investimento che si riscontra per le quattro configurazioni impiantistiche oggi disponibili a livello commerciale è principalmente dovuta al costo ancora elevato di tutte le apparecchiature per la separazione e il confinamento della CO₂. Appare evidente dunque come, ad oggi, risultino convenienti solo le applicazioni CCS di carattere dimostrativo, opportunamente sostenute finanziariamente e possibilmente dimensionate per trattare solo una porzione dei fumi di combustione o del gas di sintesi prodotti.

11.5 ANALISI DI SENSITIVITÀ

Le valutazioni di cui sopra, che sono comunque da considerarsi preliminari, sono soggette alle incertezze derivanti dalla stima dei vari parametri di carattere tecnico ed economico via via assunti nella presente analisi. Per tale motivo si è optato, in linea di principio, per assunzioni di carattere generalmente conservativo.

Le principali incertezze riguardano principalmente i seguenti aspetti:

- prezzo del petrolio (che determina, secondo il provvedimento CIP 6/1992, il prezzo di cessione dell'energia elettrica alla rete);
- costo di investimento complessivo della centrale;
- costo del carbone di importazione;
- costo di investimento del sistema di separazione della CO₂;
- efficienza elettrica e disponibilità dell'impianto;
- costo delle quote di emissione di CO₂;
- costo di confinamento della CO₂.

Inoltre, come accennato in precedenza, nella presente analisi non sono stati considerati né i ricavi per la vendita dei sottoprodotti della centrale (e, in particolare, della sezione di

desolforazione), né i ricavi per la vendita del metano eventualmente estratto dal bacino carbonifero per via del confinamento geologico della CO₂ con tecniche ECBM. Analogamente, non sono stati considerati i costi per lo stoccaggio definitivo delle ceneri prodotte dall'impianto nel giacimento di carbone.

Nel presente paragrafo si riporta un'analisi volta a valutare la sensibilità di tali parametri sulle prestazioni economiche dell'investimento. Tale analisi è riferita nel seguito alle due configurazioni che, dai risultati precedentemente esposti, risultano essere maggiormente promettenti per un'applicazione nel breve periodo: USPCC-SNOX e IGCC.

Sensibilità al prezzo del petrolio

Come accennato, il prezzo del petrolio condiziona fortemente il prezzo di cessione dell'energia elettrica al GSE. In particolare, con riferimento alle componenti di costo illustrate nel paragrafo 11.3, una variazione del prezzo del petrolio va a determinare, in maniera pressoché proporzionale, un'analogia variazione del costo evitato del combustibile.

Nell'analisi presentata, le variazioni del prezzo del petrolio sono state ipotizzate per il periodo 2010-2015 in accordo con le stime di Bloomberg, mentre dal 2015 in poi è stata assunta una crescita lineare annua del 2%, corrispondente al tasso di inflazione. D'altra parte è risaputo quanto il prezzo del petrolio sia fortemente condizionato da fenomeni geopolitici piuttosto complessi da prevedere.

La figura 11.1 riporta, per le configurazioni USPCC-SNOX e IGCC, l'effetto dato sul VAN da una variazione del prezzo del petrolio tra valori pari al 10% in meno o in più rispetto al prezzo attuale.

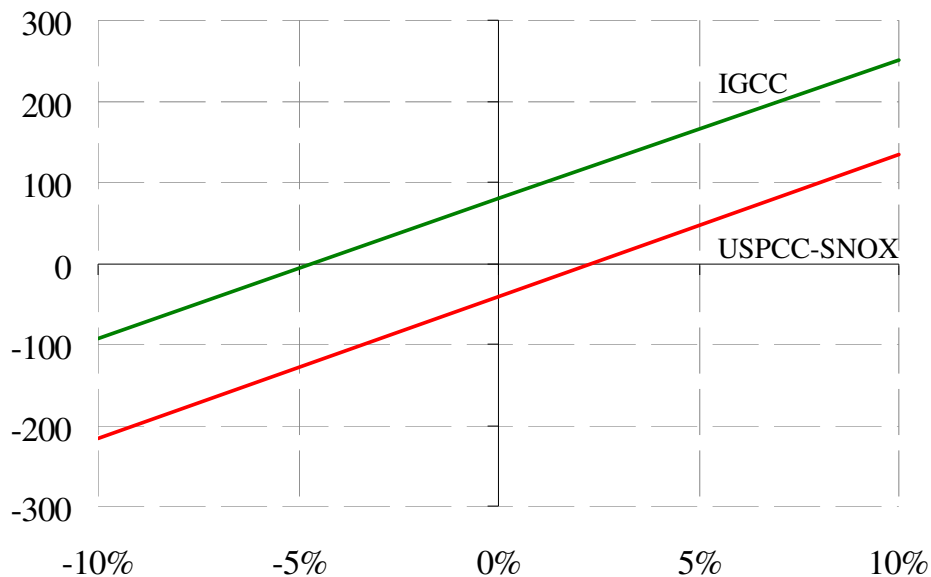


Figura 11.1. Sensitività sul VAN del prezzo del petrolio.

Come ci si può attendere, un aumento del prezzo del petrolio comporta un aumento del prezzo di cessione dell'energia elettrica e, conseguentemente, una crescita significativa del VAN.

Sensitività al costo di investimento per la centrale

Il costo di investimento della centrale termoelettrica (nella sua configurazione di base) è stato determinato, come precedentemente indicato, sulla base di dati di letteratura. Tali dati sono relativi ad applicazioni commerciali tipiche e sono generalmente dipendenti da parametri quali la tipologia di combustibile, il sistema di raffreddamento e condensazione (ad acqua di mare o a torre evaporativa), i trattamenti specifici del gas e così via.

La figura 11.2 mostra gli effetti sul VAN di una variazione del 10% in più o in meno del costo d'investimento della centrale termoelettrica (comprensiva del sistema di trattamento dei fumi e delle apparecchiature ausiliarie).

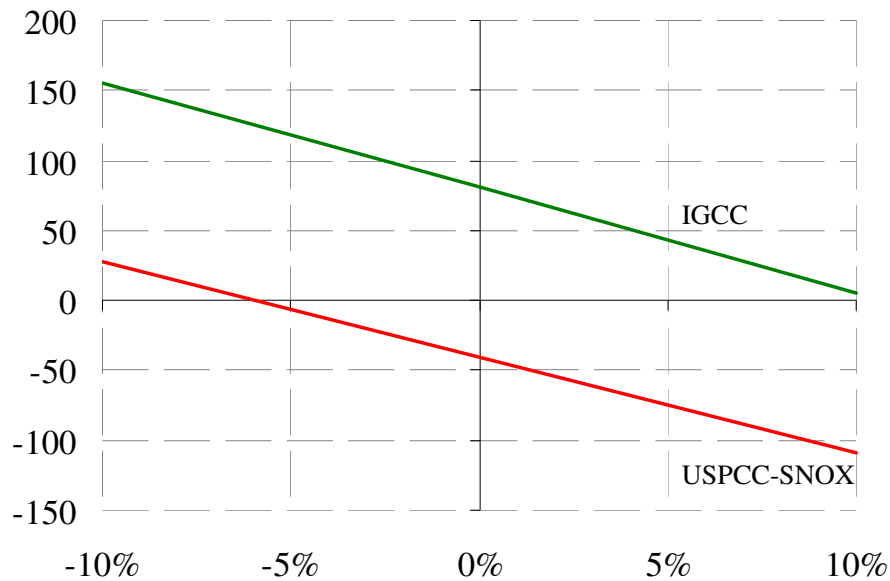


Figura 11.2. Sensitività sul VAN del costo di investimento della centrale.

A differenza del caso precedente, un incremento del costo di investimento comporta un ovvio decremento del VAN, che nel caso della configurazione IGCC rimane comunque positivo.

Sensitività al prezzo del carbone di importazione

Negli ultimi anni, anche il carbone è stato soggetto a variazioni abbastanza significative. L'analisi economica descritta nei paragrafi precedenti considera, con riferimento al 2010, il prezzo CIF ARA medio stimato da Bloomberg nel periodo 2008-2010 (77 €/t) con un costo aggiuntivo di 10 €/t come maggiorazione per i trasporti nel Mediterraneo e per tener conto dei costi doganali.

La figura 11.3 mostra gli effetti della variazione di tale prezzo complessivo (escluse le accise) sul VAN dell'investimento.

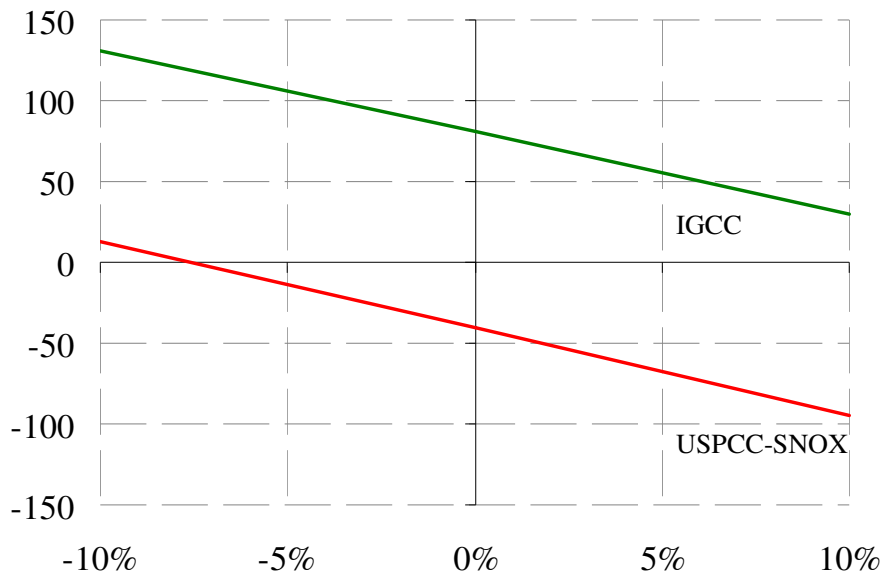


Figura 11.3. Sensitività sul VAN del prezzo del carbone di importazione.

Sensitività al costo di investimento della sezione di separazione dell'anidride carbonica

Relativamente al costo di investimento della sezione di separazione e compressione dell'anidride carbonica valgono le stesse considerazioni precedentemente riportate per il costo di investimento della centrale termoelettrica nella sua configurazione di base. La figura 11.4 mostra gli effetti di una variazione di tale costo di investimento sul VAN del progetto. I risultati di tale variazione sono pressoché identici rispetto agli effetti del costo del combustibile importato.

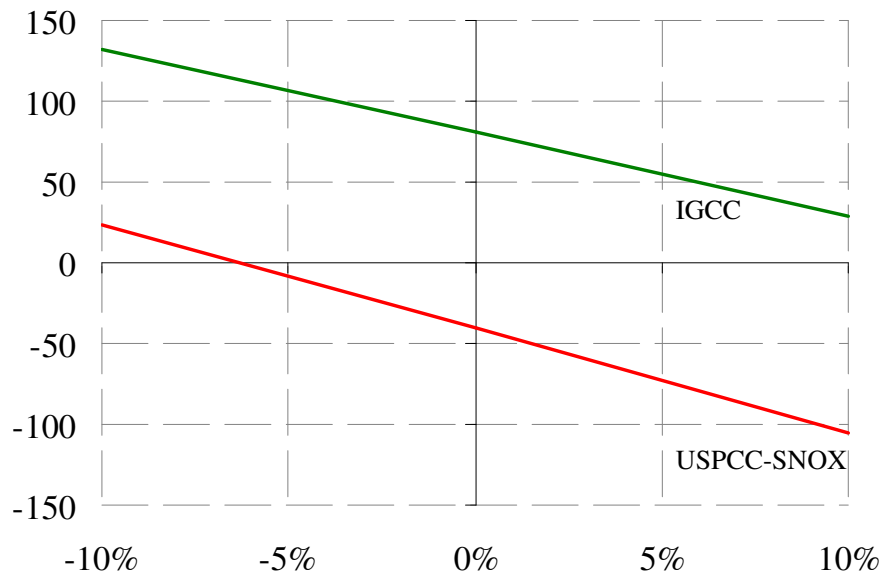


Figura 11.4. Sensitività sul VAN del costo di investimento della sezione di separazione della CO₂.

Sensitività alla disponibilità annua dell'impianto

Sebbene le assunzioni relative alla disponibilità annua dell'impianto, in particolare per la configurazione USPCC-SNOX, siano abbastanza assodate e confermate dalla letteratura scientifica, è stata comunque valutata la sensitività dell'investimento a tale parametro. Per confronto con le precedenti analisi, anche in questo caso è stata considerata una variazione del 10% in positivo e in negativo, sebbene i valori massimi per la soluzione USPCC-SNOX (8360 ore all'anno, corrispondenti a un coefficiente di utilizzazione del 95,4%) siano poco probabili.

La figura 11.5 mostra il risultato di tale analisi; da essa si evince che l'investimento per la configurazione IGCC potrebbe garantire un seppur limitato ritorno economico anche nel caso di una disponibilità annua di circa 6200 ore.

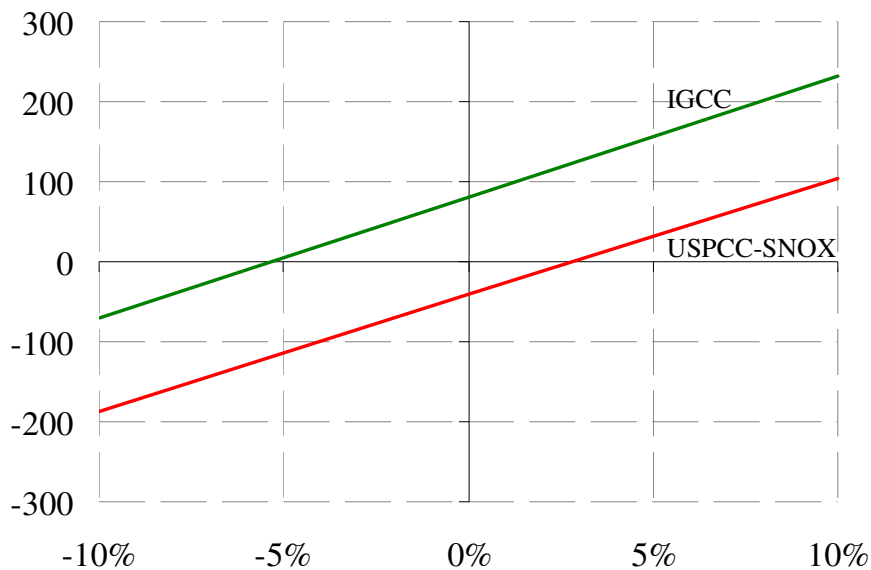


Figura 11.5. Sensitività sul VAN della disponibilità annua dell'impianto.

Sensitività al prezzo d'acquisto delle quote di emissione di anidride carbonica

Uno dei parametri soggetti a maggiore incertezza è il prezzo delle quote di emissione di anidride carbonica. Tale valore, infatti, dipende dai meccanismi del mercato di tali quote ed è influenzato da una lunga serie di fattori che ne rendono molto complessa la previsione.

Nel corso della prima metà del 2011 il costo della CO₂ ha presentato variazioni tipicamente tra 15 e 17 €/t¹²⁷, ma le previsioni di SENDECO2¹²⁸ ipotizzano, successivamente al 2013, valori compresi tra 25 e 30 €/t.

La figura 11.6 mostra la variazione del VAN dell'investimento al variare del prezzo delle quote di CO₂. Da essa risulta evidente come, in un impianto CCS (che comporta emissioni di CO₂ piuttosto limitate), una variazione anche ampia di tale parametro porti a variazioni relativamente limitate del VAN.

¹²⁷ Fonte: Kyoto Club website: www.kyotoclub.org, giugno 2011.

¹²⁸ Fonte: Sendeco2 website: www.sendeco2.com, maggio 2011.

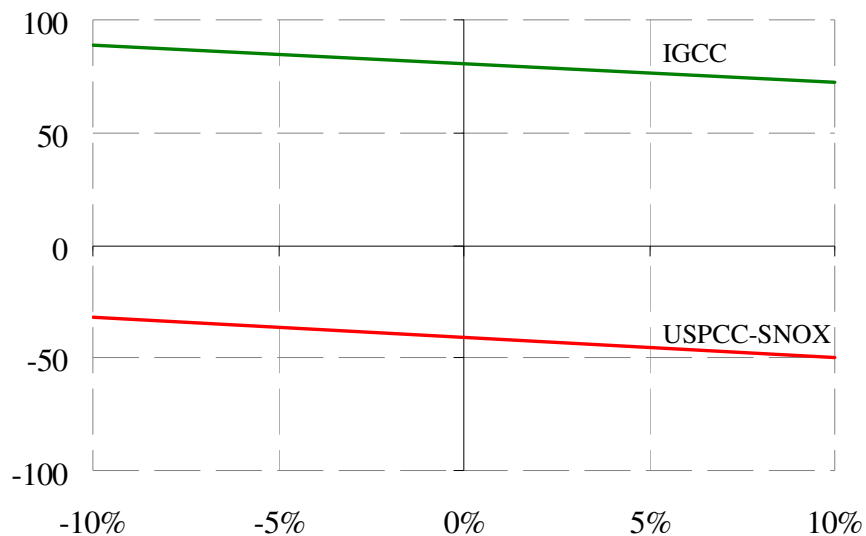


Figura 11.6. Sensitività sul VAN del prezzo delle quote di emissione di CO₂.

Appare altresì ovvio che l'impatto di tale parametro risulti essere notevolmente più elevato per impianti che non operano la separazione e il confinamento dell'anidride carbonica.

Sensitività al costo di investimento per il confinamento dell'anidride carbonica

Come illustrato in precedenza, nel presente studio è stato ipotizzato che approssimativamente il 50% dell'anidride carbonica venga iniettata negli strati profondi e non coltivabili del bacino carbonifero del Sulcis mediante l'impiego della tecnica ECBM (Enhanced Coal Bed Methane), mentre il restante 50% è confinato mediante iniezione negli acquiferi sottostanti il giacimento di carbone.

I costi di investimento per il sistema di confinamento della CO₂ sono stati desunti dalla letteratura scientifica e anch'essi sono soggetti a una incertezza dovuta principalmente alle specificità tra i singoli siti di confinamento.

La figura 11.6 mostra pertanto l'influenza di tale costo di investimento (inteso come valore complessivo degli investimenti per il confinamento ECBM e di quelli per il confinamento negli acquiferi) sulle prestazioni economiche del progetto.

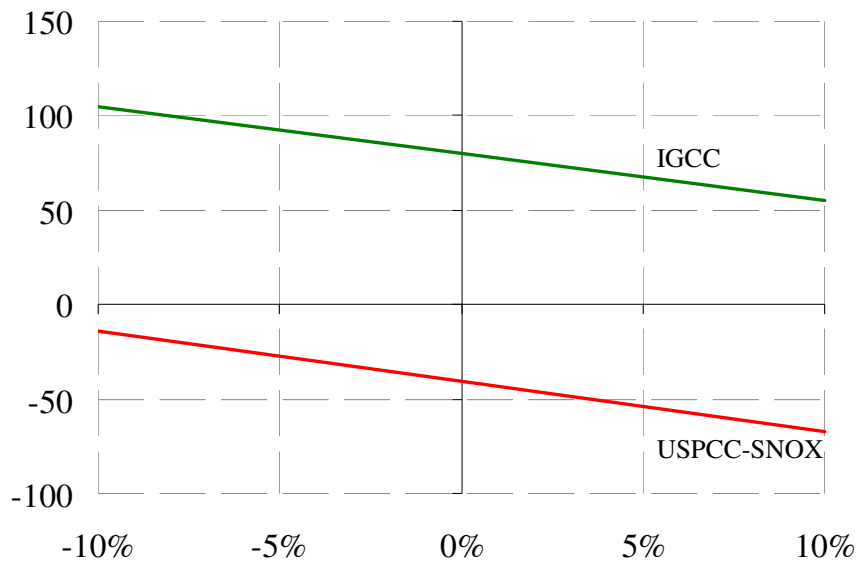


Figura 11.7. Sensitività sul VAN del costo di investimento per il confinamento della CO₂.

Valutazione comparativa degli effetti dei vari parametri

Al fine di comparare gli effetti delle variazioni dei singoli parametri considerati, nelle figure 11.8 e 11.9 sono riportati, rispettivamente per le configurazioni USPCC-SNOX e IGCC, gli scostamenti del VAN corrispondenti a una variazione del 10% in positivo o in negativo di ciascun parametro.

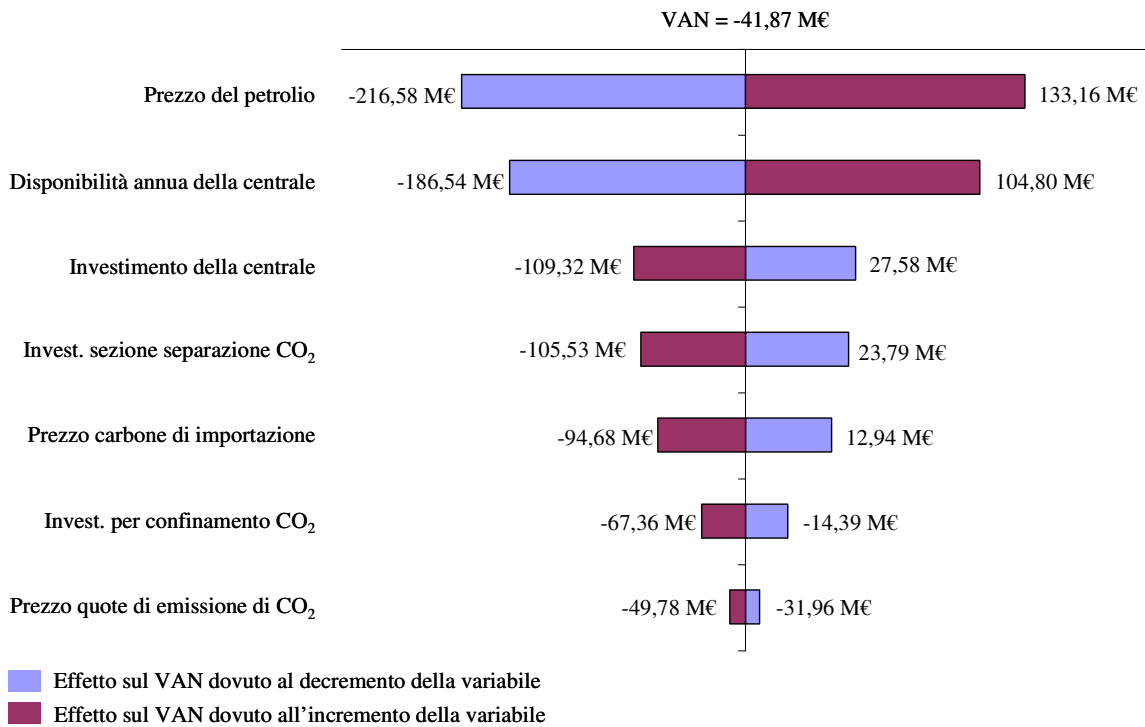


Figura 11.8. Sensitività sul VAN per la configurazione USPPC-SNOX.

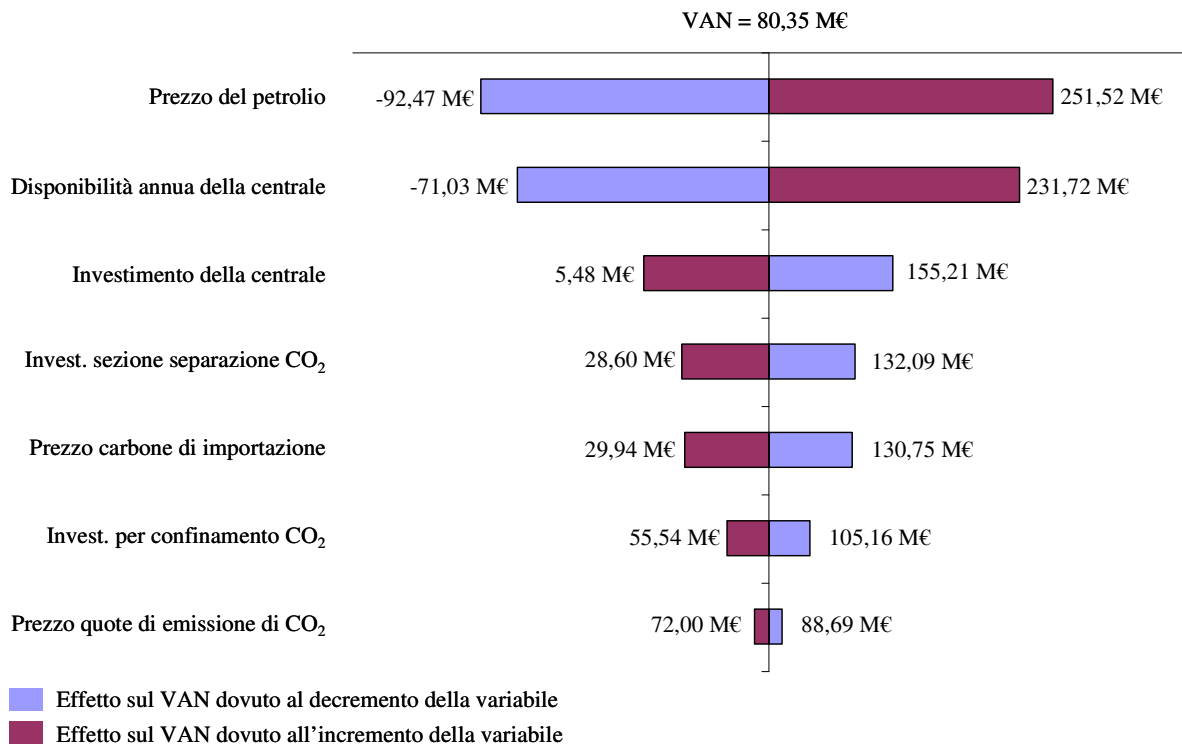


Figura 11.9. Sensitività sul VAN per la configurazione IGCC.

In particolare, appare evidente come il parametro che influisce maggiormente sul VAN dell'investimento è il prezzo del petrolio che, come detto, determina il prezzo di cessione dell'energia elettrica alla rete nazionale. Inoltre risulta essere particolarmente influente la disponibilità annua dell'impianto, sebbene la valutazione di tale parametro, soprattutto per la configurazione USPCC-SNOX, sia soggetta solo a piccole incertezze.

12. Conclusioni

Fin dal 1994, al fine di rilanciare l'economia del Sulcis-Iglesiente, principalmente mediante l'incremento dell'attività mineraria, sono state promulgate numerose leggi per regolare e incentivare la realizzazione di una centrale termoelettrica alimentata, almeno parzialmente, con il carbone locale. In particolare, con il DPR del 28/01/1994 è stato lanciato il progetto IGCC Sulcis, che prevedeva, per la realizzazione della centrale, l'impiego della tecnologia di gassificazione in letto trascinato. Successivamente alla mancata realizzazione, alla fine degli anni '90, di tale impianto, la legge 99 del 2009 ha rilanciato l'obiettivo di realizzare una centrale termoelettrica nel Sulcis, estendendo le tecnologie applicabili a quelle analoghe, dal punto di vista ambientale, alla gassificazione e prevedendo di dotare l'impianto di un sistema dimostrativo CCS per la separazione e il confinamento geologico dell'anidride carbonica.

Ad oggi, le tecnologie di generazione elettrica potenzialmente applicabili nel Sulcis sono quelle di combustione del polverino di carbone con ciclo a vapore supercritico o ultrasupercritico (SPCC e USPPC, rispettivamente), la combustione in letto fluido atmosferico (AFBC) e la gassificazione (IGCC). Tali tecnologie devono essere integrate con un apposito sistema di trattamento dei gas e con una sezione di separazione dell'anidride carbonica dai fumi (separazione post-combustione, applicabile alle tecnologie USPPC e AFBC) o dal syngas (separazione pre-combustione, applicabile alla configurazione IGCC). In chiave futura, invece, promette di diventare estremamente competitiva la tecnologia di ossicombustione.

La combinazione tra le varie tecnologie di generazione elettrica, trattamento dei gas, separazione, trasporto e confinamento dell'anidride carbonica ha consentito di definire quattro configurazioni impiantistiche oggi particolarmente adatte all'applicazione nel Sulcis:

1. impianto USPPC dotato di un sistema SNOXTM per la rimozione combinata degli ossidi di zolfo e azoto e di un sistema di assorbimento chimico con ammine per la separazione della CO₂;
2. impianto USPPC dotato di sistemi convenzionali FGD e SCR per la rimozione degli ossidi di zolfo e azoto, rispettivamente, e di un sistema di assorbimento chimico con ammine per la separazione della CO₂;
3. impianto AFBC di combustione in letto fluido atmosferico, anch'esso dotato di sistemi convenzionali FGD e SCR per la rimozione degli ossidi di zolfo e azoto,

rispettivamente, e di un sistema di assorbimento chimico con ammine per la separazione della CO₂;

4. impianto IGCC dotato di un processo Selexol per la desolforazione del syngas e di un sistema che operi il processo di water-gas shift e la separazione dell'anidride carbonica per assorbimento fisico pre-combustione.

A tali configurazioni impiantistiche ne è stata aggiunta, a titolo comparativo, una basata sul processo di ossicombustione, che, come accennato, non è però matura per una applicazione nel breve termine.

Tutte le configurazioni considerate comprendono una pipeline per il trasporto della CO₂ separata e un sistema di confinamento sia negli strati profondi e non coltivabili del bacino carbonifero del Sulcis (mediante tecniche ECBM), sia negli acquiferi sottostanti il bacino stesso.

Fatta eccezione per la tecnologia di ossicombustione, che, se fosse disponibile sul mercato, sarebbe quella caratterizzata dalle migliori prestazioni, uno studio di carattere ambientale indica che tutte le configurazioni individuate consentono di soddisfare i limiti normativi sulle emissioni gassose; d'altra parte, le configurazioni USPCC-SNOX e IGCC risultano essere nel complesso le meno impattanti, dato che comportano la produzione di ceneri non pericolose e molto probabilmente riciclabili e la produzione di sottoprodotti ad alto valore di mercato (rispettivamente acido solforico e zolfo elementare). La combustione in letto fluido e, secondariamente, l'impianto USPCC con il sistema FGD comportano, invece, la produzione di notevoli quantità di rifiuti solidi da conferire a discarica.

I vantaggi che le configurazioni USPCC-SNOX e IGCC presentano rispetto alle altre configurazioni impiantistiche sono anche di tipo economico. Infatti, considerando una taglia convenzionale di 660 MW elettrici netti per la configurazione di base (senza CCS), le soluzioni USPCC-SNOX e, in particolar modo, IGCC risultano essere quelle economicamente più convenienti, sebbene i margini di profitto piuttosto limitati rendono l'investimento poco sicuro dal punto di vista finanziario (soprattutto a causa della forte incertezza relativamente alle stime di alcuni parametri fondamentali, quali il prezzo del petrolio, i costi di investimento e il prezzo di acquisto del carbone di importazione).

La convenienza limitata delle configurazioni individuate è dovuta principalmente ai costi (di investimento e operativi) ancora eccessivi dell'unità di separazione dell'anidride carbonica, compensati solo in piccola parte dal mancato costo di acquisto delle quote di emissione.

Per quanto appena evidenziato, allo stato attuale l'applicazione del sistema CCS alla centrale termoelettrica da ubicarsi nel territorio del Sulcis può essere economicamente accettabile solo se "parziale", ovvero nel caso in cui tale sistema sia dimensionato per trattare solo una porzione relativamente limitata di fumi o di syngas. A tale proposito, la possibilità più concreta appare quella di dimensionare il sistema CCS secondo la taglia dimostrativa minima prevista dal bando NER 300 per il finanziamento dei progetti europei. Tale taglia corrisponde a quella di un ipotetico impianto che, nella configurazione di base (senza CCS), sarebbe caratterizzato da una potenza elettrica netta di 250 MW.

13. Acronimi impiegati

AAP	Advanced Amine Process
ABFBC	Atmospheric Bubbling Fluidized Bed Combustion
ACCA21	Administrative Centre for China's Agenda 21 (Cina)
ACFBC	Atmospheric Circulating Fluidized Bed Combustion
AFBC	Atmospheric Fluidized Bed Combustion
ARA	Amsterdam/Rotterdam/Antwerp
ASU	Air Separation Unit
BFBC	Bubbling Fluidized Bed Combustion
BGS	British Geological Survey (Regno Unito)
BP	British Petroleum (Regno Unito)
CBM	Coal Bed Methane
CCS	Carbon Capture and Storage
CDM	Clean Development Mechanism
CER	Certified Emission Reductions
CFBC	Circulating Fluidized Bed Combustion
CIF	Cost, Insurance and Freight
CIP	Comitato Interministeriale dei Prezzi (Italia)
CIPI	Comitato Interministeriale per il coordinamento della Politica Industriale (Italia)
CoE	Cost of Electricity
CRIEPI	Central Research Institute of Electric Power Industry (Giappone)
CtL	Coal to Liquids
DEA	Dietanolammina ((CH ₂ -CH ₂ OH) ₂ NH)
DECC	Department of Energy and Climate Change (Regno Unito)
DIPA	Diisopropanolammina (C ₆ H ₁₅ N)
DMPEG	Dimetiletere glicolpolietilenico (CH ₃ O(CH ₂ CH ₂ O) _n CH ₃)
DoE	United States Department of Energy (USA)
DPR	Decreto del Presidente della Repubblica
ECBM	Enhanced Coal Bed Methane
EEPR	European Energy Programme for Recovery

EFCC	Externally Fired Combined Cycle
EFGT	Externally Fired Gas Turbine
EGR	Enhanced Gas Recovery
ENAA	Engineering Advancement Association of Japan (Giappone)
EOR	Enhanced Oil Recovery
EPRI	Electric Power Research Institute (USA)
ESP	ElectroStatic Precipitator
ET	Emissions Trading
ETS	Emissions Trading System
FBHE	Fluidized Bed Heat Exchanger
FF	Fabric Filters
FGD	Flue Gas Desulphurization
FGR	Flue Gas Recycle
GHG	Greenhouse Gas
GIP	Gas In Place
GSE	Gestore dei Servizi Energetici (Italia)
HIPPS	High Performance Power System
HITAF	High Temperature Advanced Furnace
HP	High Pressure
HPT	High Pressure Turbine
HRSG	Heat Recovery Steam Generator
IEA	International Energy Agency
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle
IGFC	Integrated Gasification Fuel Cell
IPT	Intermediate Pressure Turbine
IRAP	Imposta Regionale sulle Attività Produttive
IRES	Imposta sul Reddito delle Società
IRR	Internal Rate of Return
JI	Joint Implementation
KOPEC	Korea Power engineering Company Inc. (Corea)
KRW	Kellogg rust Westinghouse

LPT	Low Pressure Turbine
MCFC	Molten Carbonate Fuel Cell
MDEA	Metildietanolammina ((CH ₂ -CH ₂ OH) ₂ CH ₃ N)
MEA	Monoetanolammina ((CH ₂ -CH ₂ OH)NH ₂)
MHI	Mitsubishi Heavy Industries (Giappone)
MOST	Ministry of Science and Technology (Cina)
NER300	New Entrance Reserve 300
NMP	N-metil-2-pirrolidone (C ₅ H ₉ NO)
NPA	National Plan of Allocation
NPV	Net Present Value
NZEC	UK-China Near Zero Emissions Coal project
OGS	Istituto Nazionale di Oceanografia e Geofisica Sperimentale (Italia)
O&M	Operating and Maintenance
PBFBC	Pressurized Bubbling Fluidized Bed Combustion
PCFBC	Pressurized Circulating Fluidized Bed Combustion
PFBC	Pressurized Fluidized Bed Combustion
PGCC	Partial Gasification Combined Cycle
PGE	Polska Grupa Energetyczna S.A. (Polonia)
PGFBC	Partial Gasification Fluidized Bed Combustion
PNA	Piano Nazionale di Assegnazione delle quote di emissione
PSA	Pressure Swing Adsorption
PSDF	Power System Development Facility (Alabama, USA)
PTRC	Petroleum Technology Research Centre (Canada)
PZ	Piperazina (C ₄ H ₁₀ N ₂)
RH	Re-Heater
RITE	Research Institute of Innovative Technology for the Earth (Giappone)
RSFF	Risk Sharing Finance Facility
RWE	Rheinisch-Westfälisches Elektrizitätswerk (Germania)
SACS	Saline Aquifer CO ₂ Sequestration
Sasol	Suid Afrikaanse Steenkool en Olie (Sudafrica)
SCOT	Shell Claus Offgas Treatment

SCR	Selective Catalytic Reduction
SET Plan	Strategic Energy Technology Plan
SH	Super-Heater
SIA	Studio di Impatto Ambientale
SNCR	Selective Non Catalytic Reduction
SOFC	Solide Oxide Fuel Cell
SPCC	Supercritical Pulverized Coal Combustion
Tar	Topping Atmospheric Residue
TCEP	Texas Clean Energy Project (Stati Uniti)
TCM	CO ₂ Technology Centre Mongstad (Norvegia)
TEPRI	Tianjin Environmental Protection Research Institute (Cina)
TG	Turbina a Gas
TIR	Tasso Interno di Rendimento
TIT	Turbine Inlet Temperature
TPRI	Thermal Power Research Institute (Cina)
TRC	Tempo di Recupero del Capitale
TSA	Temperature Swing Adsorption
UCG	Underground Coal Gasification
USC	Ultra SuperCritical plant
USPCC	UltraSupercritical Pulverized Coal Combustion
VAN	Valore Attuale Netto
VIA	Valutazione di Impatto Ambientale
WGS	Water Gas Shift conversion

14. Riferimenti bibliografici

- P. Amick (2000). *Gasification of Petcoke Using the E-Gas Technology at Wabash River*. Proceedings of the 2000 Gasification Technology Conference, San Francisco, California, October 8-11, 2000.
- C. Amorino, A. Pettinau, F. Larceri (2007). *The Sotacarbo coal gasification pilot plant for hydrogen production and CO₂ removal*. Proceedings of the 24th International Pittsburgh Coal Conference, Johannesburg, South Africa, September 10-14, 2007.
- B. Anthony (2003). *Atmospheric and pressurized fluidized bed technology*. Proceedings of the Clean Coal Technology Roadmap Workshop, Calgary, Alberta (Canada), march 20-21, 2003.
- P. Avanzini (2002). *Improvement of coal fired power plant efficiency and environmental impact through an achievable EFCC technology*. International Conference on Clean Coal Technologies for our Future, Chia Laguna, Italy, October 21-23, 2002.
- S. Bishnoi, G.T. Rochelle (2002). *Absorption of carbon dioxide in aqueous piperazine/methyldiethanolamine*. A.I.Ch.E. Journal, vol.48, 2002, pp. 2788-2799.
- M. S. Blinderman (2005). *The Exergy underground coal gasification technology and its application in commercial clean coal projects*. Proceedings of the 2nd International Conference on Clean Coal Technologies for Our Future, Castiadas, Italy, May 10-12, 2005.
- A. Bowen, S. Fankhauser, N. Stern, D. Zenghelis (2009). *An outline of the case for a 'green' stimulus*. Grantham Research Institute and Centre for Climate Change, Economics and Policy, February 2009.
- J. Bradshaw, T. Dance (2004). *Mapping geological storage prospectivity of CO₂ for the world's sedimentary basins and regional source to sink matching*. In: (E.S. Rubin, D.W. Keith and C.F. Gilboy eds.), GHGT-7, Proceedings of 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, September 5-9, 2004, volume I, pp. 583-591.
- N. Cai, T. Yu, J. Xiao, G. Welford (2001). *Thermal performance study for the coal-fired combined cycle with partial gasification and fluidized bed combustion*. Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers Part A – Journal of Power & Energy, vol. 215, 2001, pp. 421-427.
- G. Caramanna, N. Voltattorni, C. de Vittor, A. M. Conte, M. Maroto-Valer (2010). *Panarea natural-lab: eight years of underwater research*. Proceedings of the IEA GIH Workshop on Natural Releases of CO₂, Maria Laach, Germany, November 2-4, 2010.
- G. Cau, D. Cocco (2002). *L'impatto ambientale dei sistemi energetici*. SGE, Padova, Italy, 2002.
- P. E. Chew (2003). *PF-fired supercritical power plant*. Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers Part A – Journal of Power & Energy, vol. 217, 2003, pp. 35-43.
- D. Chinn, D. Eimer, P. Hurst (2004). *CO₂ Capture Project: Post Combustion "Best Integrated Technology" (BIT) Overview*. Third National Conference on Carbon Capture and Sequestration, Alexandria.
- F. Closmann, T. Nguyen, G.T. Rochelle (2009). *MDEA/Piperazine as a solvent for CO₂ capture*. Energy Procedia, vol. 1, 2009, pp. 1351-1357.
- CO₂ GEONET (2008). *What does CO₂ geological storage really mean?*. CO₂ GEONET Brochure, 2008.

- H. Dang, G. T. Rochelle (2001). *CO₂ absorption rate and solubility in monoethanolamine/piperazine/water*. Proc. 1st National Conference on Carbon Sequestration, Washington, USA, May 14-17, 2001.
- R. M. Davidson (2007). *Post-combustion carbon capture from coal fired plants – solvent scrubbing*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/125, July 2007.
- R. M. Davidson (2009). *Post-combustion carbon – solid sorbents and membranes*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/144, January 2009.
- P. A. De Paola, F. Zarlenga (2010). *Il confinamento geologico della CO₂ come misura di compensazione dei cambiamenti climatici*. 2010.
- DoE-NETL (2010). *Carbon dioxide enhanced oil recovery*. U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, report, 2010.
- DoE (2010). *Cost and performance baseline for fossil energy plants – Volume 1: bituminous coal and natural gas to electricity*. U. S. Department of Energy, Technical report DOE/NETL-2010/1397, available at www.energy.gov, 2010.
- DoE (2003). *The JEA Large-Scale CFB Combustion Demonstration Project*. U.S. Department of Energy, Topical Report N. 22, March 2003.
- DoE (2002a). *Tampa Electric Polk Power Station Integrated Combined Cycle gasification Project – Final Technical Report*. U. S. Department of Energy, Office of Fossil Energy, National Energy Technology Laboratory, Morgantown, West Virginia, August 2002.
- DoE (2002b). *Wabash River Coal Gasification Repowering Project – Project Performance Summary*. U. S. Department of Energy, Clean Coal Technology Demonstration Program, July 2002.
- DoE (1998). *Engineering Development of Coal-Fired High-Performance Power Systems*. U.S. Department of Energy, Technical Progress Report no. 11, January-March 1998, October 1998.
- DoE NETL (2002). *Major environmental aspects of gasification based power generation technologies*. U. S. Department of Energy, National energy Technology Laboratory, Final Report, December 2002.
- DoE NETL (2001). *Tidd PFBC Demonstration Project - A DOE Assessment*. U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, Report DOE/NETL-2001/1159, August 2001.
- R. Domenichini (2009). *Costi di generazione elettrica da impianti con cattura dell'anidride carbonica*. Proceedings of the 5th National Conference Zero Emission Rome, Roma, Italy, September 30-October 2, 2009.
- R. Domenichini, S. Ripani, T. Hyppänen (2005). *The answer of CFB technology to the greenhouse gas problem: CO₂ postcombustion capture and oxycombustion in supercritical CFB boilers*. Proceedings of the 2nd International Conference on Clean Coal Technologies for Our Future, Castiadas (Cagliari), Italy, May 10-12, 2005.
- M. Edali, A. Aboudheir, R. Idem (2007). *Kinetics of carbon dioxide absorption into mixed aqueous solutions of MDEA and MEA using laminar jet apparatus and numerically solved absorption-rate/kinetic model*. Proc. COMSOL Conference, Boston, USA, October 5, 2007.
- J. T. Eurlings (1997). *The future for the IGCC: scale, fuels and products*. Modern Power Systems, November 1997.
- Z. Fan, A. Roberson, S. Goidich. *800 MWe Circulating Fluidized Bed Boiler with 1300 °F Supercritical Steam*. Proceedings of the North America 33rd International Technical Conference on Coal Utilization and Fuel Systems, Clearwater, Florida (USA), June 1-8, 2008.

- S. J. Friedmann, V. Stamp (2005). *Teapot Dome: site characterization of a CO₂-enhanced oil recovery site in Eastern Wyoming*. AAPG Bulletin, vol. 89, 2005, pp. 981-1003.
- J. Gale, J. Davison (2002). *Transmission of CO₂ - safety and economic considerations*. Proc. 6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Kyoto, Japan.
- D. W. Geiling (1997). *The Piñon Pine Integrated Gasification Combined Cycle Project – Project Description and Status*”, U. S. Department of Energy, Report, 1997.
- Global CCS Institute (2010). *The status of CCS projects*. Global CCS Institute, Interim report 2010, Canberra, Australia, 2010.
- M. Green, M. Armitage (2002). *Going underground for new clean coal opportunities*. Modern Power Systems, July 2002.
- B. Gunter (2002). *Alberta Research Council (ARC) enhanced coalbed methane (ECBM) recovery project in Alberta, Canada*. proceedings of the COAL-SEQ I Conference, 2002.
- C. Henderson (2008). *Future developments in IGCC*. IEA IEA Clean Coal Centre, Report CCC/143, December 2008.
- C. Henderson (2004). *Understanding coal-fired power plant cycles*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/91, October 2004.
- C. Henderson (2003). *Clean Coal Technologies Roadmap*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/74, July 2003.
- C. Hendriks, W. Graus, F. van Bergen (2004). *Global carbon dioxide storage potential and costs*. ECOFYS Rept. EEP-02001, Utrecht, The Netherlands, 2004.
- H. Hikita, S. Asai, H. Ishikawa, M. Honda (1977). *The kinetics of reactions of carbon dioxide with monoethanolamine, diethanolamine and triethanolamine by a rapid mixing method*. Chemical Engineering Journal, vol.13, 1977, pp. 7–12.
- N. Holt (2003). *Operating experience and improvement opportunities for coal-based IGCC plant*. Materials at High Temperatures, vol. 20, 2003, pp. 1-6.
- N. A. Holt (2001) *Coal Gasification Research, Development and Demonstration – Needs and Opportunities*. Proceedings of the 2001 Gasification Technology Conference, San Francisco, California (USA), October 10, 2001.
- A. Hotta, A. Kettunen (2008). *Development Of Ultra Supercritical CFB Technology to Meet the Challenge of Climate Change*. Proceedings of Power Gen Asia, Kuala Lumpur, Malaysia, October 21-23, 2008.
- R. Idem, M. Edali, A. Aboudheir (2009). *Kinetics, modeling, and simulation of the experimental kinetics data of carbon dioxide absorption into mixed aqueous solutions of MDEA and PZ using laminar jet apparatus with a numerically solved absorption-rate/kinetic model*. Energy Procedia, vol.1, 2009, pp. 1343–1350.
- IEA GHG (2009). *Natural and industrial analogues for geological storage of carbon dioxide*. IEA Greenhouse Gas report, febbraio 2009.
- IEA (2008). *CO₂ Capture and storage - A key carbon abatement option*. International Energy Agency, 2008.
- IEA (2005). *Building the cost curves for CO₂ storage: North America*. IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Report N. 2005/3, 2005.
- IEA GHG (2004). *Impact of impurities on CO₂ capture, transport and storage*. IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Prepared by SNC-Lavalin, Inc., Report PH4/32, August 2004.

- J. Karg (2009). *IGCC power plants with and without CCS – developments to meet market needs*. Proceedings of the Fourth International Conference on Clean Coal Technologies CCT2009, Dresden, Germany, May 18-21, 2009.
- A. Kather, S. Rafailidis, C. Hermsdorf, M. Klostermann, A. Maschmann, K. Mieske, J. Oexmann, I. Pfaff, K. Rohloff, J. Wilken (2008). *Research and development needs for clean coal deployment*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/130, January 2008.
- J. Kessels, S. Bakker, A. Clemens (2007). *Clean coal technologies for a carbon-constrained world*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/123, May 2007.
- A. Kettunen, T. Jäntti, R. Parkkonen (2009). *Łagisza 460 MWe supercritical CFB – Design, start-up and initial operation experience*. Proceedings of the 59th IEA FBC Meeting, Czestochowa, Poland, October 7-9, 2009.
- I. Kim, E. T. Hessen, T. Haug-Warberg, H. F. Svendsen (2009). *Enthalpies of absorption of CO₂ in aqueous alkanolamine solutions from e-NRTL Model*. Energy Procedia, vol.1, 2009, pp. 829–835.
- J. S. Klingspor, J. L. Vernon (1988). *Particulate control for coal combustion*. IEA Clean Coal Centre, Report n. IEACR/05, London, United Kingdom, 1988.
- H. Komatsu, M. Maeda, M. Muramatsu (2001). *A Large-Capacity Pressurized-Fluidized-Bed-Combustion-Boiler Combined-Cycle Power Plant*. Hitachi Review, vol. 50, 2001, pp. 105-109.
- B. E. Law, D. D. Rice (1993). *Hydrocarbons from Coal*. AAPG Studies in Geology #38, American Association of Petroleum Geologists, Tulsa, Oklahoma, 1993.
- T. E. Lippert, G. J. Bruck, Z. N. Sanjana, M. A. Alvin, R. A. Newby (1998). *Westinghouse advanced particle filter system*. Westinghouse Electric Corporation Science and Technology Center, Technical report, Pittsburgh, Pennsylvania (USA), 1998.
- T. M. Logan, Un-Hak Nah (2002). *Tangjin 5 and 6: Korea's first ultrasupercritical units*. Modern Power Systems, October 2002.
- S. Lombardi (2010). *Natural CO₂-leaking marine off the coast of Italy*. Proceedings of the IEA GIH Workshop on Natural Releases of CO₂, Maria Laach, Germany, November 2-4, 2010.
- G. Lozza (1996). *Turbine a gas e cicli combinati*. Progetto Leonardo, Bologna, 1996.
- G. Lozza, P. Chiesa (2007). *Cattura e sequestro della CO₂ nelle centrali a combustibili fossili*. Energia, vol. 3, 2007, pp. 62-80.
- G. Lozza, P. Chiesa, L. DeVita (1996). *Combined-Cycle Power Stations Using “Clean-Coal Technologies”: Thermodynamic Analysis of Full Gasification Versus Fluidized Bed Combustion With Partial Gasification*. Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, Transaction of the ASME, October 1996.
- T. A. Lynch (2005). *Operational Experience at the Wabash River Project*. IGCC Project Development and Finance Seminar, St. Louis, Missouri (USA), November 14-16, 2005.
- K. Makino (2002). *Global trends and developments in coal technology for power generation*. Proceedings of the First Annual Conference of CCSD, Sydney, Australia, October 14, 2002.
- O. Maurstad (2005). *An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology*. Massachusetts Institute of Technology, Laboratory for Energy, Report LFEE 2005-002 WP. September 2005.
- B. Metz, O. Davidson. H. de Coninck, M. Loos, L. Meyer (2005). *Carbon dioxide capture and storage*. IPCC Special Report, Rept. ISBN 92-9169-119-4, 2005.

- M. Miccio (2009). *Overview of activities in Italy, including a short update on the ENEL-SULCIS CFBC power station*. Proceedings of the 58th IEA-FBC Meeting, Xian City, China, May 2009.
- A. J. Minchener (2010). *Coal to oil, gas and chemicals technologies in China*. IEA Clean Coal Centre presentation, available at www.iea-coal.com.uk, 2010.
- F. Moia (2007). *Caratterizzazione dei siti per lo stoccaggio della CO₂. Documento di sintesi del progetto*. CESI Ricerca, report interno, febbraio 2008.
- G. Moritis (2003). *CO₂ sequestration adds new dimension to oil, gas production*. Oil and Gas Journal, vol. 101, 2003, pp. 39-44.
- MPS (2002). *Koreans set a standard for supercritical systems*. Modern Power Systems, May 2002.
- H. Nalbandian (2008). *Performance and risks of advanced pulverised coal plant*. International Energy Agency, Clean Coal Centre, Report CCC/135, May 2008.
- NETL (2008). *Pulverized coal oxycombustion power plants – Volume 1: bituminous coal to electricity*. U. S. Department of Energy, National energy Technology Laboratory, Final Report DOE/NETL-2007/1291, Revision 2, August 2008.
- Nexant Inc (2006). *Environmental footprints and costs of coal-based integrated gasification combined cycle and pulverized coal technologies*. United States Environmental Protection Agency, Report EPA-430/R-06/006, Washington, DC, USA, July 2006.
- A. Pettinau, D. Cocco, G. Cau (2003). *Tecnologie avanzate per la produzione di energia elettrica da carbone*. Università degli Studi di Cagliari, Dipartimento di Ingegneria Meccanica, Report interno, ottobre 2003.
- E. Pettinelli, A. Passaretta, A. Cereti (2004). *GPR and EM31 investigations on a active CO₂ gas vent*. Proceedings of the 10th International Conference on Ground Penetrating Radar, Delft, the Netherlands. June 21-24, 2004.
- A. Postuma, P. L. Zuideveld, J. E. G. Ploeg (2002). *The Shell Coal Gasification Process*. Proceedings of the First International Conference on Clean Coal Technologies for Our Future, Chia Laguna, Italy, October 21-23, 2002.
- C. E. Powell, G.G. Qiao (2006). *Polymeric CO₂/N₂ gas separation membranes for the capture of carbon dioxide from power plant flue gases*. Journal of Membrane Science, vol. 279, 2006, pp. 1-49.
- J. B. Riding, C. A. Rochelle (2005). *The IEA Weyburn CO₂ monitoring and storage project – Final report of the European research team*. British Geological Survey Research report RR/05/03, 2005.
- A. Robertson, S. Goidich, Z. Fan (2009). *1300 °F 800 MWe USC CFB Boiler Design Study*. Proceedings of the 20th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Xi'an, China, May 18-20, 2009.
- P. Schoubye, F. E. Jensen (2007). *SNOXTM flue gas treatment for boilers burning petcoke ...makes petcoke more attractive for power and heat generation*. Proceedings of the Petcoke Conference, Orlando, Florida, February 23-27, 2007.
- D. H. Scott (2001). *Improving the competitiveness of next generation coal-fired plants*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/52, September 2001.
- D. H. Scott, A. M. Carpenter (1996). *Advanced power systems and coal quality*. IEA Coal Research, Report IEACR/87, May 1996.
- R. C. Sekar (2005). *Carbon Dioxide Capture from Coal-Fired Power Plants: A Real Options Analysis*. Master's Thesis, Massachusetts Institute of Technology, June 2005.

- D. Smith (1999). *Ultra-supercritical chp: getting more competitive*. Modern Power Systems, January 1999.
- R. Steeneveldt, B. Berger, T.A. Torp (2006). *CO₂ Capture and storage: Closing the Knowing-Doing Gap*. In: Transactions IChemE, Part A, Sept 2006.
- N. Stern (2006). *Stern review on the economics of climate change*. HM Treasury, London, 2006.
- L. E. Stoddard, K. M. Gray, M. R. Bary, P. G. LaHaye (1995). *Externally-Fired Combined Cycle: An Effective Coal Fueled Technology for Repowering and New Generation*. Proceedings of the 20th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Clearwater, Florida, March 20-23, 1995.
- J. F. Stubington, V. Budijanto (2003). *Coal selection criteria for industrial PFBC firing - Project 3.2*. University of New South Wales (Sydney, Australia), School of Chemical Engineering and Industrial Chemistry, March 2003.
- M. Takeshita (1994). *Environmental performance of coal-fires FBC*. IEA Coal Research, Report IEACR/75, 1994.
- K. A. Theis (2002). *Cleaner Coal Technologies – a new initiative for Europe*. Dinner-Debate, Brussels, Belgium, 18th March 2002.
- J. Utt, A. Hotta, S. Goidich (2009). *Utility CFB goes “Supercritical” – Foster Wheeler’s Lagisza 460 MWe Operating Experience and 600-800 MWe Designs*. Proceedings of the Coal-Gen 2009, Charlotte, North Carolina (USA), August 19-21, 2009.
- W. A. Van Voast (2005). *The Geochemical signature of formation waters associated with coalbed methane*. AAPG Bulletin, vol. 87, 2005, pp. 667-676.
- D. Veenhuizen, J. Anderson (2000). *PFBC goes commercial*. Modern Power Systems, vol. 20, 2000, pp. 35-38.
- M. Vellini. *La cattura della CO₂: metodologie di separazione e prestazioni tecnico-economiche*. Appunti di Sistemi Energetici Avanzati.
- J. Watson (2005). *Advanced Cleaner Coal Technologies for Power Generation: Can they deliver?*. Proceedings of the 2005 BIEE Academic Conference: European Energy – Synergies and Conflicts, Oxford, United Kingdom, September 22-23, 2005.
- D. White (1998). *IGCC: poised for growth?*. Modern Power Systems, December 1998.
- I. G. Wright, J. Stringer, J. M. Wheeldon (2003). *Materials issues in bubbling PFBC systems*. Materials at High Temperatures, vol. 20, 2003, pp. 219-230.
- Z. Wu (2006). *Developments in fluidised bed combustion technology*. IEA Clean Coal Centre, Report CCC/110, May 2006.
- K. Yamamoto, I. Kajigaya, H. Umaki (2003). *Operational experience of USC steam condition plant and PFBC combined cycle system with material performance*. Materials at High Temperatures, vol. 20, 2003, pp. 15-18.