



Ricerca di Sistema elettrico

Ottimizzazione delle tecniche di
preparazione e caratterizzazione di
miscele coal-slurry da alimentare al
reattore di ossicombustione.

C. Frau, E. Loria, F. Poggi M. C. Tilocca

OTTIMIZZAZIONE DELLE TECNICHE DI PREPARAZIONE E CARATTERIZZAZIONE DI MISCELE COAL-SLURRY DA ALIMENTARE AL REATTORE DI OSSICOMBUSTIONE

Caterina FRAU, Eusebio LORIA, Francesca POGGI – Sotacarbo
Maria Caterina TILOCCA – DICAAR Università degli studi di Cagliari

Settembre 2015

Report Ricerca di Sistema Elettrico
Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA
Piano Annuale di Realizzazione 2014
Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente
Progetto: Cattura e sequestro della CO₂ prodotta da combustibili fossili
Obiettivo: Cattura della CO₂ in Ossi-Combustione
Responsabile del Progetto: ing. Stefano Giammartini, ENEA

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione "*Studi sull'utilizzo pulito di combustibili fossili, cattura e sequestro della CO₂*"

Responsabile scientifico ENEA: ing. Paolo Deiana.

Responsabile scientifico SOTACARBO: ing. Enrico Maggio

Indice

SOMMARIO.....	4
1 INTRODUZIONE.....	5
2 OSSICOMBUSTIONE E TECNOLOGIE DI SEPARAZIONE DELLA CO ₂	7
2.1 OSSICOMBUSTIONE.....	7
2.1.1 <i>Sviluppo dei processi di ossicombustione: cenni</i>	7
2.1.2 <i>Caratteristiche principali dei processi di ossicombustione</i>	8
2.1.3 <i>Emissioni inquinanti</i>	8
3 OSSI-COMBUSTIONE IN PRESSIONE.....	10
3.1 L'OSSICOMBUSTIONE IN ITALIA. IL PROGETTO ISOTHERM®.....	10
3.2 IL PROGETTO SOTACARBO-ITEA-ENEA.....	11
3.2.1 <i>Componenti principali</i>	11
3.2.2 <i>Sezioni ausiliarie</i>	11
3.2.3 <i>Componenti aggiuntivi</i>	12
4 CARATTERIZZAZIONE DELLE CORRENTI DEL REATTORE DI COMBUSTIONE.....	13
4.1 CORRENTI DI INPUT/OUTPUT.....	13
5 CARATTERIZZAZIONE DEL COAL-WATERSLURRY.....	15
6 CONCLUSIONI.....	17
7 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	18
8 ALLEGATO 1.....	20

Sommario

Sotacarbo sta avviando, in collaborazione con ENEA e Itea (società italiana del gruppo Sofinter), un progetto per la realizzazione di un impianto pilota di ossi-combustione da 48 MW termici, che verrà installato nel Sulcis e sperimentato in scala significativa per la prima volta a livello mondiale. La tecnologia, sviluppata da Itea e operante in pressione e senza fiamma apparente (“flameless”), promette di essere di particolare interesse per il problema della riduzione delle emissioni di anidride carbonica in impianti di generazione elettrica alimentati con combustibili fossili e potrebbe essere una delle soluzioni tecnologiche più convenienti per il progetto dimostrativo CCS Sulcis che si prevede di realizzare nei prossimi anni.

Il piano di lavoro prevede lo sviluppo di una serie di studi preliminari alla realizzazione del progetto e di alcune delle apparecchiature che saranno successivamente installate nell’impianto, tra le quali particolare interesse è dedicato alla sezione preliminare di studio di caratterizzazione delle correnti di input ed output al combustore ISOTHERM, che rappresenta il cuore dell’impianto.

Questo studio si prefigge in particolare di individuare le tecnologie più opportune per la realizzazione di miscele di acqua e carbone da alimentare al reattore. Per tale scopo è stato attivato un Contratto di Collaborazione con l’Università di Cagliari. Nel corso di tale attività si è portato avanti un riesame dello stato dell’arte operando un confronto tra le differenti soluzioni tecnologiche per la produzione di slurry, valutandone gli effettivi limiti applicativi, individuando le più idonee per affidabilità e precisione da implementare nella prossima annualità.

1 Introduzione

Il Ministero dello Sviluppo Economico e l'ENEA hanno stipulato data 4 marzo 2013 un Accordo di Programma in base al quale è concesso il contributo finanziario per l'esecuzione delle linee di attività del Piano Triennale 2012-2014 della Ricerca e Sviluppo di Interesse Generale per il Sistema Elettrico Nazionale. Il presente report tecnico afferisce al Piano Annuale di Realizzazione 2014, per quanto attiene all'Area "Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente"; nello specifico, si riferisce al progetto B.2 "Cattura e sequestro della CO₂ prodotta dall'utilizzo di combustibili fossili", obiettivo B "Tecnologie per l'ottimizzazione dei processi di combustione", subattività b1.

I temi sviluppati nell'ambito dell'accordo di collaborazione tra ENEA e SOTACARBO S.p.A. afferiscono al "Polo Tecnologico per il Carbone Pulito nell'Area del Sulcis", recentemente costituito con accordi siglati da Regione Autonoma Sardegna e MiSE. Tali attività sono finalizzate al perseguimento di un doppio interesse strategico, che si concretizza nel contribuire efficacemente alla riduzione delle emissioni italiane di CO₂ e nel consentire al sistema industriale nazionale di competere in campo internazionale con i principali attori tecnologici nel prossimo futuro. In particolare tali attività riguardano lo sviluppo e la messa a punto di studi e applicazioni sperimentali funzionali alla dimostrazione, nel sito del Sulcis nel Sud-Ovest della Sardegna, delle soluzioni tecnologiche più mature applicate ad impianti di produzione energetica equipaggiati con cattura e stoccaggio della CO₂.

L'attività si inserisce nel Protocollo di Intesa, sottoscritto in data 2 agosto 2013 tra Regione Autonoma Sardegna (RAS) e MiSE, nel quale si prevede lo sviluppo del "Polo Tecnologico per il Carbone Pulito" attraverso un programma pluriennale relativo allo sviluppo ed applicazione di tecnologie di cattura e sequestro della CO₂. Tale Protocollo prevede inoltre lo sviluppo di una tecnologia avanzata di ossi-combustione pressurizzata, con la realizzazione di un impianto pilota di potenza inferiore a 50 MWt. Le finalità del predetto Protocollo sono state successivamente recepite in un Accordo Quadro di collaborazione tra ENEA e RAS, sottoscritto in data 20 dicembre 2013.

Il progetto esecutivo dell'impianto pilota ad ossi-combustione sarà basato su una tecnologia già testata, a livello sperimentale, in scala 5 MWt sull'impianto ISOTHERM-PWR di Gioia del Colle (BA), sviluppato e realizzato da SOFINTER SpA per la combustione di solidi e liquidi.

Con riferimento alla tecnologia prescelta, il sistema che si intende implementare nel Sulcis può essere considerato come l'unico esempio di applicazione del regime MILD alla combustione in ossigeno di carbone, tecnica che presenta significativi vantaggi, sia in termini di efficienza che di economicità, rispetto ad altre soluzioni più tradizionali.

Nel caso di un reattore ad ossi-combustione inserito in una linea di cattura di CO₂, le condizioni tipiche del regime MILD (cioè combustione in assenza di fronte di fiamma, ma "di volume", ottenuta diluendo fortemente il comburente con CO₂ inerte) sono realizzate sfruttando la ricircolazione esterna dei gas combusti.

L'ambiente di reazione che si crea è caratterizzato da un'elevata presenza di molecole triatomiche (CO₂ e H₂O), conseguente all'assenza di azoto (la cui capacità termica è sostituita dalla corrente di ricircolo dei fumi) e dall'ingresso, nel sistema, di ingenti quantità di acqua utilizzata per il trasporto del carbone e per l'atomizzazione della miscela fangosa risultante (slurry). La miscela gassosa che viene generata ha di conseguenza un potere emissivo molto elevato, amplificato peraltro dalle condizioni di pressurizzazione della camera (10 bar).

Il vantaggio in termini di efficienza, rispetto alle soluzioni convenzionali di ossi-combustione proposte in altri progetti, è relativo alla possibilità di diminuire le perdite termiche in caldaia e alla capacità di recuperare calore dai fumi in pressione. Il vantaggio economico, invece, è riconducibile alla possibilità di utilizzare, grazie a questa tecnologia, tipologie di carboni più economici di quelli usuali, che attualmente non vengono impiegati nelle tradizionali caldaie per via della bassa temperatura di fusione delle loro ceneri che crea i ben noti problemi di slagging. Tali carboni si prestano bene all'utilizzo in questa tecnologia che prevede l'allontanamento delle ceneri allo stato fuso.

Fatte salve una serie di attività preliminari e di progettazione, svolte da SOTACARBO nel corso del l'anno 2014, e finanziate nell'ambito di altro programma di ricerca, interamente supportato dalla Regione Autonoma Sardegna, ENEA e SOTACARBO hanno identificato una serie di azioni di ricerca a supporto della realizzazione di un impianto pilota dimostrativo della tecnologia di ossi-combustione pressurizzata, relative allo sviluppo di sistemi diagnostici, la definizione e il trattamento degli effluenti tipici del processo, l'analisi di ciclo per l'individuazione di soluzioni impiantistiche di maggiore efficienza.

Tra le suddette problematiche di interesse, vi è la caratterizzazione del coal-slurry in input al reattore (tipica problematica dell'applicazione di ossi-combustione pressurizzata). A tal proposito è stato attivato un Contratto di Collaborazione con l'Università di Cagliari. Nel corso di tale attività si è portato avanti un riesame dello stato dell'arte operando un confronto tra le differenti soluzioni tecnologiche per la produzione di slurry, valutandone gli effettivi limiti applicativi, individuando le più idonee per affidabilità e precisione da implementare nella prossima annualità.

2 Ossicombustione e tecnologie di separazione della CO₂

Le tecnologie di separazione e stoccaggio della CO₂ o CCS (Carbon Captur and Sequestration) includono la cattura eseguita sui prodotti della combustione o della gassificazione, il condizionamento (purificazione in relazione alle esigenze del trasporto e del confinamento), la compressione, il trasporto e lo stoccaggio permanente in siti geologici di caratteristiche idonee. A tal proposito le tecnologie CCS e, in particolare, quelle di separazione della CO₂, sono comunemente suddivise in tre macro categorie:

- processi di cattura pre-combustione (si applicano essenzialmente agli impianti di gassificazione del carbone), in cui la CO₂ viene rimossa dal syngas prima che questo venga utilizzato per la produzione di energia, tipicamente attraverso assorbimento fisico;
- processi di cattura post-combustione (concepiti con particolare riferimento alla loro applicazione ai moderni impianti a ciclo a vapore ultrasupercritico USC, ma possono essere anche impiegati per il *retrofitting* di impianti a vapore esistenti), in cui l'anidride carbonica viene essere rimossa dai gas reflui mediante processi di assorbimento chimico (basati su opportuni solventi di tipo amminico), a membrana HP (attualmente poco adatti alle applicazioni su grossa scala per via degli elevati costi operativi) o mediante separazione criogenica;
- processi di ossicombustione.

Sia attraverso i processi di cattura pre- che post-combustione, la CO₂, rilasciata durante il processo di rigenerazione del solvente, viene compressa per essere poi trasportata e immagazzinata nei siti di stoccaggio.

2.1 Ossicombustione

L'utilizzo dell'ossigeno al posto dell'aria nel processo di ossicombustione, consente di ottenere fumi di privi quasi totalmente privi di azoto (a meno della parte eventualmente proveniente dal combustibile stesso) e composti principalmente da CO₂ e H₂O, separabili attraverso la condensazione del vapor d'acqua con un semplice processo di raffreddamento. A seguito di raffreddamento e condensazione, la corrente gassosa, caratterizzata da un grado di purezza di CO₂ tipicamente compreso tra l'80 e il 98% (a seconda del combustibile utilizzato e delle condizioni operative del processo di combustione), può essere ulteriormente purificata in maniera più o meno spinta con la possibilità di ottenere CO₂ praticamente pura, da inviare a compressione e trasporto ai siti di stoccaggio per il confinamento.

Nell'ottica della cattura e stoccaggio di CO₂, l'ossicombustione rappresenta per l'industria della generazione di energia elettrica una soluzione particolarmente attraente e competitiva rispetto alle soluzioni pre-combustione e post-combustione.

2.1.1 Sviluppo dei processi di ossicombustione: cenni

La combustione in ossigeno finalizzata alla cattura della CO₂ è stata proposta per la prima volta nel 1981 presso l'Argonne National Laboratory (ANL) da Abraham et al. [1]. Lo scopo di questi primi studi era quello di valutare la possibilità di produrre, con la combustione in ossigeno, un gas composto quasi esclusivamente di CO₂ idoneo al confinamento dello stesso senza successivi trattamenti, eliminando in tal modo la necessità della desolfurazione, richiesta invece dalle tecnologie CCS convenzionali. Il processo risultava nel complesso energeticamente meno oneroso dei processi pre- e post-combustione, e particolarmente attraente per il confinamento della CO₂ nei siti EOR (*Enhanced Oil Recovery*) localizzati anche a notevole distanza dai siti di produzione.

Verificate le potenzialità dell'ossicombustione nell'ambito delle tecnologie CCS, l'ANL proseguì le attività nel settore, con studi e ricerche sia di carattere tecnico-economico che di carattere fenomenologico su un impianto in scala pilota svolti anche in collaborazione con l'Energy & Environmental Research Center (EERC) [2-4].

Dal '90 l'interesse per l'ossicombustione è andato quindi crescendo con numerose attività di ricerca, sviluppo e dimostrazione svolte principalmente in Europa, Australia, Giappone, Stati Uniti, Canada e Corea del Sud [5-9]. Per questo motivo, l'IEA GHG (Greenhouse Gases) ha promosso la costituzione di uno specifico organismo volto a promuovere il dialogo tra i vari soggetti attivi a livello internazionale in specifiche attività di ricerca, sviluppo e dimostrazione (RD&D) nel settore delle tecnologie CCS basate sull'ossicombustione. L'organismo, denominato "International Network on Oxyfuel Combustion", è stato quindi costituito nel

novembre del 2005 nel corso di un workshop inaugurale [10-11] ospitato a Cottbus (Germania) dalla Vattenfall AG, società particolarmente attiva nel settore.

Dall'esame della letteratura scientifica sull'argomento [12-18] emerge nel complesso che l'ossicombustione del carbone con ricircolo dei gas rappresenta una delle più promettenti tecnologie CCS per il settore della generazione elettrica, intravedendo negli impianti a vapore ultra-supercritici la più efficace e interessante applicazione; nondimeno essa risulta particolarmente attraente per il *retrofitting* di impianti a vapore esistenti.

2.1.2 Caratteristiche principali dei processi di ossicombustione

La tecnica più utilizzata negli impianti di ossicombustione di prima e di seconda generazione è quella del ricircolo dei gas di combustione (fino all'80%), in modo che l'anidride carbonica e il vapor d'acqua contenuti nei fumi agiscano da moderatori della temperatura in combustione, ruolo che nella combustione con aria viene svolto principalmente dall'azoto.

L'iniezione di acqua o di vapore è invece una tecnica presa in considerazione per gli impianti di ossicombustione di terza generazione, tuttora in fase di sviluppo concettuale.

Tipicamente negli impianti con ossicombustione si utilizza come comburente una miscela di ossigeno quasi puro e gas riciclati composti principalmente da CO₂ e vapore d'acqua. In condizioni operative ideali, i prodotti della combustione possono avere una concentrazione di CO₂ su base secca fino al 95% circa nel caso del carbone e perfino al 98% circa nel caso del gas naturale. Le impurità sono fundamentalmente costituite da specie gassose derivate dal combustibile, quali ad esempio SO_x, NO_x, HCl e Hg, ovvero dal comburente o da infiltrazioni d'aria, quali ad esempio argon, ossigeno e azoto. Valori inferiori della concentrazione di CO₂, anche fino all'80% possono essere determinati da diluizione con aria proveniente da infiltrazioni indesiderate nelle varie sezioni di impianto quando queste operano a pressione inferiore rispetto all'atmosfera [17, 19].

L'ossicombustione finalizzata alla rimozione e al confinamento della CO₂ comporta, rispetto a impianti convenzionali della stessa taglia, una penalizzazione in termini energetici dell'ordine di 7-10 punti percentuali di rendimento sul processo di generazione elettrica, ciò principalmente a causa degli assorbimenti di energia del sistema di produzione dell'ossigeno e di compressione della CO₂. Tale penalizzazione è tuttavia generalmente inferiore o uguale alla penalizzazione che si ha nei sistemi basati sulle tecnologie di pre-combustione e di post-combustione a causa degli assorbimenti energetici dei processi di separazione della CO₂ e di compressione della stessa [16].

L'eliminazione dell'azoto presente nella combustione con aria determina una drastica riduzione della portata volumetrica finale dei gas reflui fino a valori dell'ordine del 25% rispetto alla combustione con aria a cui corrispondono dimensioni sensibilmente ridotte delle apparecchiature per l'eventuale trattamento finale dei gas. L'assenza (o quasi) di azoto nei gas reflui causa inoltre un contemporaneo aumento della concentrazione di tutte le altre specie presenti quali H₂O, SO₂, SO₃, O₂, NO_x, Hg, particolato, ecc., ponendo problemi ulteriori di corrosione, erosione, superamento di valori limite normativi di concentrazione, che impongono specifiche soluzioni.

I risultati sperimentali sui processi di ossicombustione, sebbene incoraggianti, sono ancora prevalentemente riferiti a una limitata tipologia di combustibile e non è possibile una semplice estrapolazione per prevedere le prestazioni del processo impiegante ad esempio per carboni di vario rango. Per tale motivo è necessario un approfondimento sul piano sperimentale volto a confermare la fattibilità dell'ossicombustione per carboni di varie caratteristiche, oltreché per altri combustibili.

2.1.3 Emissioni inquinanti

Il processo di ossicombustione ha una notevole influenza sui meccanismi di formazione delle specie inquinanti (principalmente particolato, SO_x ed NO_x) che risultano tipicamente prodotte in quantità inferiore rispetto al caso della combustione con aria.

Si è riscontrato che la combustione con ossigeno modifica il meccanismo di formazione delle ceneri provocando una alterazione della granulometria, ponendo sia maggiori problemi di rimozione che di sporcamento delle superfici di scambio termico. Si è riscontrata inoltre una riduzione della formazione del particolato fine e una notevole diminuzione delle emissioni di mercurio (inferiori di circa il 50% rispetto ad analoghi processi ad aria).

Rispetto alla combustione con aria, si è rilevata una minore produzione di SO_2 e una maggiore produzione di SO_3 . Croiset e Thambimuthu[21], in particolare, hanno osservato che la conversione dello zolfo presente nel carbone in SO_2 passa dal 91% circa per nel caso della combustione con aria al 64% circa nel caso dell'ossicombustione. La minore produzione di SO_2 è attribuita non solo alla notevole conversione dello zolfo in SO_3 , ma anche a reazioni dello zolfo presente nel combustibile con le ceneri [22].

Diversi studi hanno evidenziato, per i processi di ossicombustione, significative riduzioni delle emissioni di NO_x rispetto a quelle tipiche dei processi di combustione ad aria. Sebbene la concentrazione degli NO_x aumenti per effetto della drastica riduzione della massa dei prodotti di combustione causata dalla quasi totale assenza dell'azoto, la loro produzione in termini assoluti diminuisce di circa un terzo per la combinazione favorevole di diversi effetti legati essenzialmente ai meccanismi di formazione. Complessivamente, circa il 95% degli NO_x prodotti è costituito da NO , mentre la restante parte è composta da NO_2 e da piccole quantità di N_2O .

3 Ossi-combustione in pressione

3.1 L'ossicombustione in Italia. Il progetto ISOTHERM®

In Italia esiste un interessante impianto sperimentale di taglia pilota da 5 MW_{th}, situato presso il Centro Ricerche e Sviluppo di Ansaldo Caldaie S.p.A. a Gioia del Colle. Tale impianto, realizzato per scopi di ricerca con un investimento di 15 milioni di euro, è in esercizio dal 2004[23-27].

L'impianto pilota di Gioia del Colle, illustrato in Figura 3.1, è stato progettato per sperimentare il processo di ossicombustione *flameless* ISOTHERM PWR®, sviluppato e brevettato da ITEA, società del gruppo SOFINTER, per la combustione di combustibili solidi e liquidi. Il processo prevede la combustione in ossigeno, a elevate temperature (moderate dal ricircolo dei prodotti di combustione, principalmente anidride carbonica e acqua) e in un ambiente in pressione (0,4 MPa nel caso dell'impianto pilota da 5 MW_{th}).



Figura 3.1. Impianto pilota da 5 MW_t di Gioia del Colle [25]

La stessa tecnologia è utilizzata a Singapore dal 2008 in un impianto da 15 MW_t che opera con rifiuti dell'industria petrolchimica e farmaceutica [24].

La tecnologia ISOTHERM® è stata testata anche con l'impiego di carbone come combustibile.

Il processo ISOTHERM® è un processo di ossicombustione in pressione brevettato da ITEA che prevede che il combustibile sia pressurizzato, alimentato e bruciato quindi in ossigeno puro. I prodotti di combustione vengono fatti ricircolare per ridurre la temperatura operativa.

La combustione nel processo ISOTHERM®, per via delle alte temperature raggiunte (tra 1500 e 1700 °C), dell'elevata pressione operativa e del ricircolo dei gas combusti (tale per cui la composizione dell'agente gassificante non è molto dissimile da quella degli stessi gas combusti), avviene senza fiamma visibile. In tal modo è possibile ottenere una elevatissima efficienza del processo grazie all'uniformità delle condizioni operative all'interno del reattore.

L'impianto ISOTHERM®, schematizzato in figura 3.2, è composto da un reattore cilindrico interamente rivestito di refrattari, da un generatore di vapore a recupero e da due linee per il ricircolo dei fumi in uscita dal generatore.

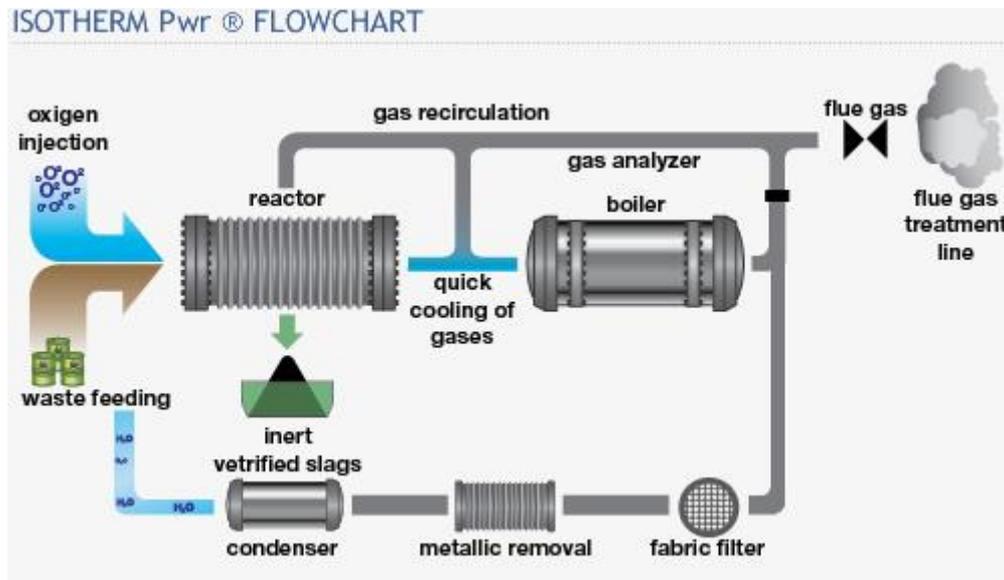


Figura 3.2. Rappresentazione schematica del processo ISOTHERM [23]

È inoltre presente una linea di post-trattamento dei fumi e un sistema di analisi del gas in tempo reale. Tutti i sistemi ausiliari sono di piccole dimensioni data l'alta efficienza del processo [20, 24].

3.2 Il progetto SOTACARBO-ITEA-ENEA

Sotacarbo sta avviando, in collaborazione con ENEA e ITEA, un progetto per la realizzazione di un impianto pilota di ossi-combustione da 48 MW termici, che verrà installato nel Sulcis e sperimentato in scala significativa per la prima volta a livello mondiale, per dimostrare l'applicabilità della tecnologia a carboni di basso rango ed alto tenore di zolfo come quello estratto nello stesso sito.

L'impianto pilota sarà formato da una serie di componenti principali e da una serie di apparecchiature ausiliarie e componenti aggiuntivi il cui sviluppo potrebbe favorire ulteriormente la diffusione industriale della tecnologia.

La configurazione impiantistica scelta per lo studio è in parte diversa rispetto a quelle reperibili negli studi di letteratura [26-30], poiché, ferma restando la configurazione del tipico ciclo Rankine di generazione, nel caso in oggetto il vapore è prodotto da un particolare generatore che opera in pressione anche dal lato fumi, ricevendo i gas caldi prodotti da un innovativo combustore pressurizzato flameless ad ossicombustione alimentato con slurry.

3.2.1 Componenti principali

I componenti principale che andranno a costituire il cuore dell'impianto sono:

- un combustore pressurizzato flameless, costituito da un mantello metallico, refrattariato all'interno per l'isolamento termico e per la resistenza alle ceneri liquide separate dai fumi;
- un sistema di recupero delle ceneri vetrificate, composto da un anello d'acqua per il raffreddamento, separatori di accumulo di perle vetrose, scarico e movimentazione in uscita;
- una caldaia, altamente innovativa, per il recupero termico dei fumi di combustione, con produzione di vapore in condizioni supercritiche e in grado di rendere estremamente flessibile la produzione di energia elettrica;
- un compressore per il ricircolo dei fumi e le connessioni dei gas pressurizzati per l'atterramento e il controllo della temperatura del combustore e per la riduzione della temperatura dei fumi a valori compatibili con i materiali di costruzione delle caldaie.

3.2.2 Sezioni ausiliarie

Le sezioni ausiliari previste a supporto dei componenti di processo sono:

- un sistema di alimentazione del carbone sotto forma di slurry, composto a sua volta dalle sezioni di stoccaggio, macinazione a umido, formazione di sospensione di carbone in acqua e, infine, introduzione nel combustore mediante pompe e lance di iniezione. Il sistema, operante interamente ad umido, consente di ovviare alle problematiche ambientali e di sicurezza tipiche della macinazione a secco;
- un sistema criogenico di stoccaggio e alimentazione dell'ossigeno, con serbatoi di stoccaggio dimensionati sulla base dell'operatività e della logistica (con la previsione di installare un sistema di produzione);
- una colonna di neutralizzazione dei fumi con latte di calce (la neutralizzazione è l'unica operazione di post-trattamento fumi richiesta) e l'annessa vasca di raccolta e sedimentazione dei gessi (nel caso in cui non sia possibile utilizzare eventuali sistemi di abbattimento esistenti).

3.2.3 Componenti aggiuntivi

Oltre all'impianto sopra descritto, verranno messi a corredo dello stesso, per lo sviluppo di nuove alternative atte ad aumentare ulteriormente il rendimento dell'impianto sia in termini energetici che economici, le seguenti sezioni sperimentali:

- sezione turbo espansore dei fumi pressurizzati prodotti, con il relativo treno di recupero termico finale;
- sezione pilota di conversione degli ossidi di zolfo (SO_2) per il recupero della zolfo valorizzato sottoforma di acido solforico commerciale, a sostituire la discarica a terra dei gessi.

4 Caratterizzazione delle correnti del reattore di combustione

La camera di combustione che verrà utilizzata risulta uno degli aspetti non convenzionali rispetto ad una classica centrale a carbone, vista la presenza di ossigeno puro come comburente e vista l'alta pressione (circa 10 bar) a cui è previsto operi il sistema. Il combustore dovrà lavorare ad una temperatura di circa 1600°C in condizioni *flameless combustion*: per poter ottenere una combustione senza fronte di fiamma è necessario che la temperatura dei reagenti sia superiore a quella di autoignizione e che vi sia un sufficiente ricircolo (*entrainment*). La camera di combustione, come accennato in precedenza, presenterà doppia parete: una più interna costituita da materiale refrattario, per resistere alle alte temperature, e una esterna di acciaio per contenere l'alta pressione. All'interno delle due pareti saranno alloggiati dei tubi attraversati da acqua d'alimento la quale raffredda il combustore e riscalda al tempo stesso l'acqua in ingresso all'economizzatore della caldaia.

Al reattore di combustione viene iniettato slurry di carbone, come fonte di combustibile, e ossigeno come comburente. La combustione delle miscele acqua-carbone avviene nelle quattro fasi [31] elencate di seguito:

- evaporazione: nella prima fase avviene l'evaporazione dell'acqua presente nella miscela;
- devolatilizzazione: a seguito dell'evaporazione dell'acqua contenuta nello slurry, avviene il rilascio dei volatili che si miscelano alla fase gassosa (dove è presente l'ossidante);
- combustione dei volatili: nella fase gassosa, ove si ha ossigeno e volatili, avviene la loro ossidazione;
- combustione del char: durante l'ultima fase, avviene la combustione del char, ovvero la parte solida rimanente dopo l'emissione dei volatili.

Al fine di caratterizzare in portata e composizione le correnti principali in ingresso e uscita al reattore, si è ipotizzato di partire dalle seguenti condizioni generali:

- potenza impianto: 48 MW_{th};
- perdite al gassificatore 2% (combustore non adiabatico);
- alimentazione: 100% carbone Sulcis;
- reazioni di combustione complete (non vi sono incombusti nei fumi);
- tenore di O₂ nei fumi: 3%_{vol}.

Utilizzando tali ipotesi sono state identificate le correnti di input al reattore in condizioni di regime stazionario.

4.1 Correnti di input/output

Le correnti di input al combustore sono:

- Alimentazione combustibile;
- Alimentazione comburente;
- Vapore surriscaldato.
- Composizioni e portate delle correnti in regime di stazionarietà sono state calcolate nel report *Caratterizzazione del coal-slurry, definizione e trattamento degli effluenti tipici del processo* relativo alla precedente annualità [32], al quale si rimanda per dettagli. Si riportano di seguito alcune brevi informazioni:
- il combustore dovrà essere alimentato con una portata di carbone Sulcis (le cui proprietà sono riportate in Tabella 4.1) pari a 1,8 kg/s, corrispondenti a circa 50 MW_{th}. Il carbone verrà inviato in forma di coal-slurry contenente il 35%_{wt} di acqua;
- una corrente di vapore di spillamento, con portata pari al 10%_{wt} di quella del combustibile solido, proveniente dalla turbina di alta pressione (HPT) verrà introdotta nel combustore al fine di atomizzare le particelle contenute nello slurry;
- l'apporto di ossigeno sarà tale da assicurare una concentrazione nei fumi di combustione pari a 3%_{vol};
- la corrente di ricircolo dei fumi al combustore è calcolata mediante un semplice bilancio di massa, una volta individuata la portata dei fumi uscenti;

- la portata della corrente di output (fumi) è stata calcolata sulla base della composizione specifica dello stream, ottenuta ipotizzando reazioni di combustione istantanee e complete, che portano alla formazione principalmente, di CO₂, SO₂, CH₄, H₂, N₂.

Si riportano nelle Tabelle 4.2 e 4.3 i dati principali delle correnti.

Tabella 4.1. Proprietà del carbone Sulcis.

	U.M.	VALORE DI RIFERIMENTO MEDIO
ANALISI IMMEDIATA		
Umidità totale	%wt	11,52
Volatili	%wt	38,56
Ceneri	%wt	17,33
Carbonio Fisso	%wt	32,59
ANALISI ELEMENTARE		
Umidità totale	%wt	11,52
Ceneri	%wt	17,33
Carbonio totale	%wt	53,22
Idrogeno	%wt	3,89
Azoto	%wt	1,29
Zolfo	%wt	5,99
Ossigeno	%wt	6,76
Cloro	%wt	0,01
Umidità intrinseca	%wt	6,77
POTERE CALORIFICO INFERIORE LHV		
sul tal quale	MJ/kg	28,83

Tabella 4.2. Caratterizzazione delle correnti di input/output al combustore.

Correnti di INPUT		
ALIMENTAZIONE SLURRY[kg/s] di cui:		2,68
	<i>carbone</i>	1,74
	<i>acqua</i>	0,94
VAPORE (DA TURBINA HTP) [kg/s]		0,18
O ₂ (PUREZZA 95%)[kg/s]		2,21
RICIRCOLO FUMI DI COMBUSTIONE [Nm ³ /s]		1,16
Correnti di OUTPUT		
PORTATA FUMI DI COMBUSTIONE [Nm ³ /s]		4,47
COMPOSIZIONE [%vol]		
	CO ₂	56
	SO ₂	2
	H ₂ O	39
	O ₂	3

5 Caratterizzazione del coal-waterslurry

La necessità di sviluppare alternative al petrolio tecnicamente ed economicamente praticabili ha reso lo sviluppo delle miscele di carbone in acqua sempre più interessanti.

Il coal-water slurry è definito come una miscela combustibile con circa il 65-70% in peso di carbone, fluida, stabile e, nonostante la presenza di acqua, ad elevato contenuto energetico, poiché utilizza carboni con basso contenuto di materie minerali.

La corretta distribuzione granulometrica del carbone polverizzato e l'aggiunta di una piccola quantità di uno o più additivi conferiscono alla miscela caratteristiche tali da poter essere manipolata, trasportata, stoccata e bruciata come olio combustibile pesante.

Il coal-water slurry è sostanzialmente un prodotto di consistenza liquida densa, sviluppato principalmente per sostituire l'olio combustibile nei sistemi per la produzione di energia utilizzando combustori di tipo tradizionale.

Il prodotto è ottenuto con un costo relativamente basso: infatti al prezzo di mercato del carbone occorre aggiungere il solo costo della macinazione eventualmente accompagnata da interventi di separazione per eliminare gran parte delle materie minerali presenti prima di procedere alla formazione della sospensione omogenea in acqua.

È di fondamentale importanza la determinazione delle caratteristiche chimiche e fisiche della miscela in modo tale da poterne prevedere il comportamento durante la movimentazione e la combustione. Occorre quindi misurare e definire:

- il potere calorifico del combustibile;
- la porosità e la porosimetria del carbone;
- il pH della soluzione;
- la distribuzione granulometrica del solido in sospensione,
- la densità della miscela;
- la stabilità all'agglomerazione o alla sedimentazione;
- le proprietà reologiche;
- il costo di produzione.

Per poter essere utilizzato nei normali servizi dell'impianto, il coal-slurry deve avere una buona stabilità statica ed un basso valore della viscosità apparente con un contenuto di carbone almeno intorno al 70%. Come è pensabile, le caratteristiche del coal-slurry cambiano a seconda del tipo di carbone che viene utilizzato per la sua formazione. A titolo di esempio si riportano nella seguente Tabella 5.1 i valori di alcune proprietà di un coal-slurry di buona qualità.

Tabella 5.1. Caratteristiche medie di un coal-water slurry.

Caratteristiche	Valori
CONTENUTO DI CARBONE [%]	68-70
POTERE CALORIFICO SUPERIORE [kcal/kg]	5000-5200
POTERE CALORIFICO INFERIORE [kcal/kg]	4600-4800
VISCOSITÀ APPARENTE [mPas]	1000
DENSITÀ RELATIVA	1,25
CONTENUTO IN PESO DI CENERI [%]	6
TENORE DI ZOLFO [%]	0,2
MASSA <200 mesh [%]	80-85

Il carbone deve essere trattato mediante un processo di macinazione, studiato per ottenere una granulometria ottimale che serve ad assicurare i requisiti essenziali per la produzione, conservazione, trasporto ed impiego del prodotto, nonché per la massimizzazione dell'efficienza energetica in fase di combustione attraverso un'elevata concentrazione del solido rispetto all'acqua.

Lo scopo fondamentale è quello di liberare il materiale utile dallo sterile, con dimensioni tali da avere una loro destinazione commerciale o ottenere un materiale le cui caratteristiche favoriscano lo svolgimento di operazioni industriali successive.

Nella preparazione delle miscele coal water (o slurry) è importante, al fine del raggiungimento delle condizioni ottimali di viscosità e stabilità in vista della massimizzazione della resa in carbone (variabile praticamente tra il 60 e il 70% in peso di solido, più frequentemente intorno al 65%), il controllo sia del chimismo sia soprattutto della modalità di macinazione. L'aggiunta di additivi chimici esalta le doti di fluidità e stabilità della miscela, garantendo un prodotto rispondente alle esigenze del trasporto in condotta e dello stoccaggio prolungato.

Devono essere soddisfatti in maniera bilanciata due obiettivi opposti: l'ottenimento di un prodotto ad alta concentrazione massica di carbone, per le esigenze di combustione, e la realizzazione di un prodotto fluido e stabile per le esigenze di trasporto e stoccaggio.

A tal fine, nell'ambito delle precedenti convenzioni ENEA-DIGITA e SOTACARBO-DICAAR, il gruppo di ricerca dell'Università di Cagliari ha investigato su:

- l'influenza del tipo di carbone sulla reologia e sulla stabilità delle miscele acqua-carbone;
- l'influenza della granulometria, in particolare studiando la macinazione a secco nelle condizioni di bimodalità della distribuzione granulometrica; inoltre, poiché l'ambiente di comminazione (in aria o in acqua o in presenza di altri gas) determina un'influenza non trascurabile sul comportamento della miscela, si è studiata la macinazione ad umido (sia con carbone in condizioni di umidità naturale sia preventivamente imbevuto d'acqua) utilizzando tecnologie innovative, basate sull'uso di getti d'acqua ad alta pressione in combinazione con l'energia meccanica, conseguendo peraltro una maggiore efficacia rispetto alla macinazione a secco;
- l'influenza del tipo e del dosaggio di reagente fluidificante;
- l'influenza del tipo e del dosaggio di reagente stabilizzante;
- l'influenza del chimismo della fase acquosa sulle caratteristiche reologiche delle miscele, studiando il loro comportamento al variare della concentrazione ionica nella fase acquosa;
- la fattibilità economica di trasporto del carbone Sulcis come slurry dalla miniera alla centrale di Portovesme via pipeline;
- i metodi alternativi di concentrazione del carbone, più efficienti di quelli tradizionali e complementari alla tecnologia di confezionamento delle miscele acqua-carbone.

Pur mostrando i risultati delle ricerche condotte precedentemente che è possibile la realizzazione di miscele coal water anche con il carbone Sulcis, resta tuttavia ancora molto da fare per cercare di migliorare la resa massica, e quindi l'economicità dell'operazione.

Il complesso dei dati sperimentali ottenuti costituisce una buona base di partenza per affinare il processo di preparazione di miscele ottimali attraverso:

- la scelta più approfondita degli additivi;
- il controllo del chimismo della soluzione acquosa;
- l'affinamento della macinazione (granulometria e modalità di esecuzione);
- il grado di epurazione del carbone utilizzato.

Per questo motivo l'obiettivo del presente lavoro è stato approfondire le conoscenze finora raggiunte e fare un quadro riassuntivo in modo da evidenziare i risultati ottenuti per la definizione delle soluzioni tecnologiche per la produzione di slurry, valutandone gli effettivi limiti applicativi, individuando le più idonee per affidabilità e precisione da implementare nella prossima annualità.

Ulteriori dettagli sullo studio svolto sono riportati nel report *"Ottimizzazione delle tecniche di preparazione e caratterizzazione di miscele coal slurry da alimentare al reattore di ossicombustione: esperienze pregresse e prospettive per futuri sviluppi"*, che costituisce allegato al presente lavoro.

6 Conclusioni

L'ossicombustione è una delle opzioni attualmente più accreditate e interessanti per la riduzione delle emissioni di CO₂ da parte degli impianti per la produzione di energia elettrica. Essa è applicabile sia per il *retrofitting* di impianti a carbone esistenti, sia per la realizzazione di centrali termoelettriche di nuova generazione.

La sperimentazione svolta con successo, a partire dai primi anni '80, su numerosi impianti pilota ha avuto seguito in diversi impianti dimostrativi di dimensioni industriali e, nell'imminente futuro, è prevista l'applicazione commerciale delle tecnologie di ossicombustione.

Sotacarbo sta avviando, in collaborazione con ENEA e Itea (società italiana del gruppo Sofinter), un progetto per la realizzazione di un impianto pilota di ossi-combustione da 48 MW termici, che verrà installato nel Sulcis e sperimentato in scala significativa per la prima volta a livello mondiale. La tecnologia, sviluppata da Itea, promette di essere una soluzione particolarmente interessante al problema della riduzione delle emissioni di anidride carbonica dagli impianti di generazione elettrica alimentati con combustibili fossili e potrebbe essere una delle soluzioni tecnologiche più convenienti per il progetto dimostrativo CCS Sulcis che si prevede di realizzare nei prossimi anni.

Nel presente lavoro sono stati sviluppati una serie di studi preliminari alla realizzazione del progetto tra le quali particolare interesse è dedicato alla sezione preliminare di studio di individuazione delle tecnologie più adatte per l'ottenimento, il trasporto e lo stoccaggio delle miscele di coal-slurry, mettendo le basi per il percorso scientifico da implementare nelle prossime annualità.

7 Riferimenti bibliografici

1. B. Abraham, J. Asbury, E. Lynch e A. Teotia, «Coal-Oxygen Process Provides CO₂ for Enhances Recovery,» *Oil & Gas Journal*, vol. 80, n. 11, 1982pp. 68-70, 75.
2. G. Berry e A. Wolsky, «Modeling heat transfer in an experimental coal-fired furnace when CO₂/O₂ mixtures replace air,» in *Winter Annual Meeting, 1986, (pp. 86-WA/HT51)(ASME)*.
3. Wolsky, E. Daniels e B. Jody, «Recovering CO₂ from Large and Medium Size Stationary Combustors,» *Journal of Air and Waste Management*, vol. 41, 1991, pp. 449-454.
4. J. Molburg, R. Doctor, N. Brockmeier e P. S., «CO₂ Capture from PC Boilers with O₂-Firing,» in *18th Annual Int'l. Pittsburgh Coal Conference*, December 2001, Newcastle, New South Wales, Australia, 3-7.
5. D.Woycenko, I. Ikeda e W. van de Kamp, «Combustion of Pulverized Coal in a Mixture of Oxygen and Recycled Flue Gas, European Commission Joule II Clean Coal Technology Program 1992-1995, Volume II: Powder Coal Combustion Projects Final Reports, ISBN 92-9-828-006-7,» 1997.
6. P. Roberts, «Atmospheric Pulverized Coal Combustion Final Report, European Commission Joule II Clean Coal Technology Program 1992-1995, Volume II: Powder Coal Combustion Projects Final Reports, 1997, ISBN: 92-9-828-006-7».
7. T. Kiga, S. Takano, N. Kimura, K. Omata, M. Okawa, T. Mori e M. Kato, «Characteristics of pulverized-coal combustion in the system of oxygen/recycled flue gas combustion,» *Energy Conversion and Management: Proceedings of the Third International Conference on Carbon Dioxide Removal*, vol. 38 (Supplement 1), 1997, pp. S129-S134.
8. T. Nozaki, S. Takano, T. Kiga, K. Omata e K. Kimura, «Analysis of the flame formed during oxidation of pulverized coal by an O₂-CO₂ mixture,» *Energy*, vol. 22, n. 2/3, 1997, pp. 199-205.
9. M. Douglas, E. Chui, Y. Tan, G. Lee, E. Croiset e K. Thambimuthu, «OXY-FUEL COMBUSTION At the CANMET Vertical Combustor Research Facility,» in *First National Conference on Carbon Sequestration*, Washington DC, USA, May 14-17, 2001.
10. IEA-GHG, «Inaugural Workshop of the Oxy-Fuel Combustion Network,» Cottbus, Germany, 29th – 30th November 2005.
11. IEA-GHG, «Oxy-Fuel Combustion Network,» [Online]. Available: <http://www.ieaghg.org/index.php?/2009112021/oxy-fuel-combustion-network.html>.
12. B. Buhre, L. Elliott, C. Sheng, R. Gupta e T. Wall, «Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation,» *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 31, 2005, pp. 283-307.
13. R. Tan, G. Corragio e S. Santos, «Oxy-coal combustion with flue gas recycle for the power generation industry: a literature review. IFRF Doc. No. G 23/y/1,» International Flame Research Foundation, Velsen Noord, Netherlands, 2005, 52 pp.
14. T. Wall, «Fundamentals of oxy-fuel combustion,» in *Inaugural Workshop of the Oxy-fuel Combustion Network*, Cottbus, Germany, Novembre 29-30, 2005.
15. T. Wall, «Combustion processes for carbon capture,» in *Proceedings of the Combustion Institute*, 2007, pp. 31–47.
16. T. Wall, Y. Liu, C. Spero, L. Elliott e al, «An overview on oxyfuel coal combustion-State of the art,» *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 87, 2009, pp. 1003-1016.
17. R. Davison e S. Santos, «Oxyfuel combustion of pulverized coal. CCC/168,» IEA CCC, London, UK, June 2010.
18. S. Mills, «Recent technology developments in carbon capture,» IEA Clean Coal Centre, London, 2012.
19. IPCC, «IPCC special report on carbon dioxide capture and storage,» Metz B, Davidson O, deConinck H, Loos M, Meyer L (eds.), Cambridge University Press, 440 pp, New York, NY, USA, 2005.
20. H. Farzan, S. Vecchi, D. McCauley e al, «Processo di ossicombustione del carbone per il controllo delle emissioni di CO₂,» in *Biblioteca di Termotecnica*, 43, Luglio 2008.
21. E. Croiset, K. Thambimuthu e A. Palmer, «Coal Combustion in O₂/CO₂ Mixtures Compared to Air,» *Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 78, pp. 402-407, April 2000.

22. D. Fleig, F. Normann, K. Andersson, F. Johnsson e B. Leckner, «The fate of sulphur during oxyfuel combustion of lignite,» in *Proceedings of the 9th international conference on greenhouse gas control technologies*, Washington, DC, USA, , 16-20 Novembre, 2008.
23. G. Chiari, «Bruciare senza fiamma, fumo e burocrazia,» *Espansione*, n. 12, 2008, pp. 49-51.
24. ITEA, «ISOTHERM Pwr[®] Flameless Oxy-Combustion,» [Online]. Available: <http://www.iteaspa.it>.
25. «<http://www.gioiadelcolle.info/2008/10/04/itea-al-3%C2%B0-convegno-nazionale-sul-particolato-atmosferico/>,» [Online]. Available: <http://www.gioiadelcolle.info/>.
26. J. Ciferno: "Pulverized Coal Oxycombution Power Plants" Vol. 1 Bituminous Coal to Electricity DOE/NETL-2007/1291 Final Report August 2007, Revision October 2007.
27. H. Farzan, S. Vecci, P.Pranda, J.P. Trainier et al., "State of the Art of Oxy-Coal Combustion Technology for CO₂ control from Coal-Fired Boilers: Are We Ready for Commercial Installation?" *32th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems*. June 2007 Clearwater, Florida (U.S.A.).
28. *Proceedings of the 32th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems*. June 10 – 15, 2007 Clearwater, Florida, USA
29. H. Farzan, R. Prabhakar, B. Sass, J. Figueroa et al., "Developing Oxy-combustion for Retrofitting Coal-fired Boilers", *7Th Annual Conference on Carbon Capture and Sequestration*. May 2008, Pittsburgh PA (U.S.A.).
30. Oxy-Combustion - Fuel-Fired Zero Emissions Power Plant Cycles with Oxygen Ion Transport Membranes (History and State-of-the-Art), *5th Annual Conference on Carbon Capture & Sequestration*. May 2006, Alexandria, Virginia (U.S.A.).
31. A. Cavaliere, F. Cernuschi, S. Concari "Impianti ultra-supercritici (USC) a carbone" Rapporto CESI RICERCA 07000964, dicembre 2006.
32. C. Frau, E. Loria, F. Ferrara "Caratterizzazione del coal slurry, definizione e trattamento degli effluenti tipici del processo" Report RdS/2013/xxx, settembre 2014.

8 Allegato 1

IL CARBONE

Introduzione

Il carbone è una sostanza molto comune e un'importante risorsa naturale. Si presenta come un materiale complesso e vario che presenta stretti legami con la torba, la quale può essere considerata la progenitrice, e con altri combustibili fossili, inclusi petrolio e gas naturali, che si sono formati da processi simili. Gli scisti bituminosi e le sabbie bituminose sono altri tipi di combustibili fossili aventi caratteristiche particolari. Questi combustibili costituiscono le più importanti fonti di energia facilmente disponibili e, all'interno di questo gruppo, il carbone rappresenta la frazione più abbondante come risorsa e riserva.

Il carbone non è un'altra forma di carbonio come la grafite o il diamante; esso è costituito da una miscela complessa di sostanze chimiche organiche contenenti carbonio, idrogeno e ossigeno, insieme a piccole quantità di azoto, zolfo e altri elementi in traccia. Strettamente parlando, il carbone non è un idrocarburo, anche se, per gli scopi della sua utilizzazione, può essere considerato come tale. Il carbone è infatti un fossile o una roccia sedimentaria formata principalmente per azione della pressione e della temperatura su residui di piante e vegetali ed ha sempre associata con esso una certa quantità di acqua e di minerali accessori.

Il carbone si presenta di colore nero o nero-brunastro se osservato in luce riflessa e la sua superficie può presentarsi opaca o lucente. Il suo modo di fratturarsi varia largamente e, altrettanto largamente può variare la sua durezza. Queste proprietà, e molte altre, sono acquisite durante il processo di formazione del carbone la cui particolarità può variare notevolmente dando luogo a proprietà differenti.

Che i carboni si siano formati dall'esaurimento di residui di piante e vegetali è incontrovertibile: i resti della vita delle piante sono facilmente visibili nelle sezioni sottili che possono essere esaminate al microscopio, in luce trasmessa.

Il processo di formazione del carbone è accertato su basi scientifiche, sebbene alcuni dettagli particolari siano ancora oggi oggetto di discussione. Ciò non deve sorprendere dal momento che i carboni si sono formati principalmente 200 o 300 milioni di anni orsono e che il processo generale è stato influenzato da importanti differenze locali. Queste differenze che possono essere avvenute in tutte le varie fasi del processo (la crescita delle piante, la loro morte, il deposito e la decomposizione delle sostanze vegetali, le condizioni di tempo, di temperatura e di sovraccarico) hanno creato diversità caratteristiche dei vari carboni.

La formazione dei depositi carboniferi è avvenuta, e avviene tuttora, in due fasi distinte: una biochimica e una geochimica.

A-Fase Biochimica

Le principali condizioni per la formazione dei depositi carboniferi sono:

- Clima favorevole per una rapida crescita delle piante e della vegetazione in genere (atmosfera umida, relativamente calda e ricca di anidride carbonica). Infatti anche le attuali torbiere si trovano in regioni con clima temperato freddo purché umido, ma non in regioni di clima tropicale.
- Ambiente paludoso o acquitrinoso, con profondità dell'acqua abbastanza notevole, in modo da diminuire al massimo l'apporto di ossigeno durante l'esaurimento del materiale originario delle piante, allorché esse muoiono e cadono in acqua.

Il ciclo di formazione dei depositi carboniferi può essere schematizzato nel modo seguente:

- Enormi quantità di residui vegetali (tronchi d'albero, cortecce, foglie, spore, alghe, etc.) si accumulano in un sito geologico propizio.
- Lo strato vegetale così costituito viene ricoperto dalle acque in conseguenza dell'abbassamento del suolo.
- A causa dell'invasione da parte delle acque la vegetazione del sito muore.
- Sullo strato vegetale si depositano sedimenti minerali alluvionali (sabbie, argille, calcari, fanghi). Fuori dal contatto dell'aria inizia la fermentazione del deposito vegetale.
- Un nuovo movimento della crosta terrestre fa riemergere le terre e quindi inizia a svilupparsi nuova vegetazione.
- Il ciclo ha nuovamente inizio e si ha così la formazione della classica struttura a bande, quasi sempre presente nei depositi carboniferi.

Sulla formazione dei depositi fossili vi sono due teorie: la teoria alloctona e quella autoctona.

Secondo la teoria alloctona, la massa vegetale è stata trasportata da corsi d'acqua i quali l'hanno depositata sul fondo di bacini di sedimentazione. Nelle posizioni più varie, ma generalmente orizzontali, tronchi, rami, foglie, cortecce, grani di polline e spore si sono stratificati, a seconda della loro densità. Dopo il deposito di uno strato di elementi minerali il processo ha potuto ripetersi più di una volta in uno stesso bacino.

Secondo la teoria autoctona, la massa vegetale si è accumulata ed è restata sul posto; essa si è depositata nelle depressioni su suoli arenacei o argillosi con una struttura irregolare e incrociata, dove compaiono frammenti di radici vegetali. Se il suolo in cui si è formato il deposito si abbassa, permettendo l'ingresso dell'acqua, si depositano elementi minerali e i costituenti delle rocce sedimentarie. Le arenarie o gli scisti, a sedimentazione regolare, e che presentano delle impronte di foglie o conchiglie di molluschi formano il "tetto" dello strato di carbone.

Le due teorie, l'alloctona e l'autoctona, sono entrambe valide e l'una non esclude l'altra. I due modi di formazione dei depositi carboniferi hanno potuto coesistere e sovrapporsi. Solamente delle osservazioni molto accurate permettono la determinazione del modo di formazione del bacino. Vi è tuttavia da osservare che i carboni di origine alloctona sono usualmente ricchi di materie minerali.

La crescita di spessore della copertura vegetale, che corrisponde ad una estensione o ad uno spostamento dell'area paludosa ricoperta di vegetazione, può non essere causato dallo sprofondamento di una vasta regione ma solo da condizioni climatiche.

Si possono perciò distinguere due grandi gruppi di bacini sedimentari nei quali si verificano le condizioni per la formazione dei depositi carboniferi.

Il primo gruppo, bacini paralici, è costituito da vaste distese di paludi costiere, in una regione pianeggiante e soggetta a ripetute oscillazioni di tipo epirogenico (piattaforma instabile). In questo caso la fascia paludosa si sposta per considerevoli distanze verso l'entroterra o verso il mare in seguito a sprofondamenti o innalzamenti, di limitata entità, del continente.

Il secondo gruppo è rappresentato dai bacini limnici, o lacustri, nei quali le variazioni di livello non sono in rapporto diretto con le dislocazioni tettoniche della regione, bensì con fattori climatici che provocano l'espansione o la riduzione della superficie lacustre.

I depositi formati in questi diversi bacini sedimentari presentano notevoli differenze caratteristiche di stratificazione. Gli strati di carbone originati nei bacini paralici possiedono una grande estensione areale, e una stessa formazione ne contiene parecchi, separati da strati di rocce sedimentarie, sovrapposti secondo una regolare successione. Invece, gli strati di carbone compresi in formazioni lacustri presentano sovente notevole spessore, anche di parecchi metri,

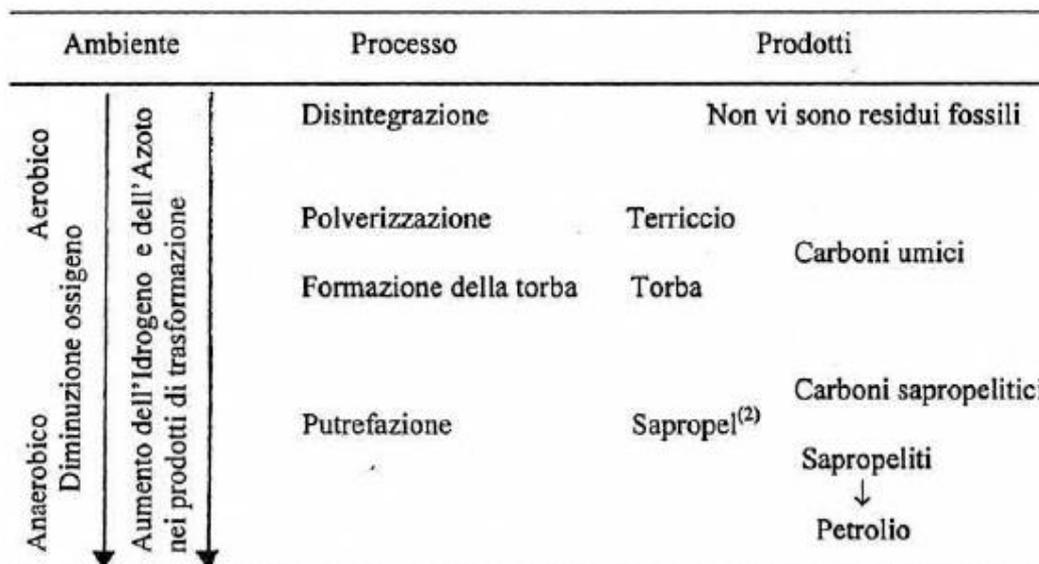
ma la loro estensione e il loro numero sono limitati, e non di rado si tratta di uno strato a forma di lente.

Come è stato già detto, il materiale vegetale per la formazione del deposito carbonifero è vario e può includere tronchi d'albero, rami, foglie, cortecce, spore, etc. Il tipo di carbone che si forma (includendo la distribuzione dei macerali) dipende dal tipo di materiale arboreo e dalla distribuzione o meno di ossigeno.

Condizione necessaria per la formazione del carbone è che l'acqua sia stagnante, in quanto l'acqua fluente ricca di ossigeno distrugge i residui organici delle piante non lasciando, generalmente, dei residui solidi. In queste condizioni si ha solamente la formazione di alcuni carboni, non molto comuni e di puro interesse scientifico, costituiti da elementi più stabili come resine, cere e spore. Quando invece le condizioni sono altamente anaerobiche avviene la putrefazione delle sostanze organiche: i batteri anaerobici consumano l'ossigeno di queste sostanze trasformandole in prodotti bituminosi ricchi di idrogeno (durante la trasformazione della cellulosa, oltre all'ossido di carbonio, si ha la formazione di idrogeno, metano, acido acetico e acido butirrico). In queste condizioni si ha la formazione dei carboni sapropelitici (cannel coal, boghead) relativamente rari e privi di valore commerciale.

All'interno del campo determinato da queste due condizioni limiti si ha la formazione dei carboni umici (I carboni umici sono così chiamati perché durante la fase di "terrificazione" e nelle fasi iniziali del processo di carbonizzazione dei tessuti legnosi, da cui essi provengono, si verifica la formazione di composti organici designati complessivamente come acidi umici. In fase di avanzata carbonizzazione questi acidi si trasformano in altre sostanze, di composizione molto diversa, che includono tutti quelli di interesse commerciale.

Quanto detto può essere schematizzato nel modo seguente:



(2)Sapropel = fanghiglia organica formata, per putrefazione in ambiente anaerobico subacqueo, di sostanze organiche da cui derivano bitumi, asfalti, petroli.

La relativa disponibilità di ossigeno influenza le condizioni alle quali l'idrogeno e l'ossigeno possono essere eliminati. E' inoltre essenziale che l'area acquitrinosa continui ad abbassarsi per consentire un'ulteriore crescita ed accumulo della sostanza vegetale.

Tale subsidenza può inoltre avere effetto sulla deposizione di materie minerali fini come sabbie, fanghi e argille. Questi materiali possono depositarsi, in un certo momento e per una certa estensione, durante il periodo di formazione della torbiera o, se la subsidenza avviene in modo variabile, vi può essere un lungo periodo in cui l'acqua è troppo profonda per la vita delle piante e si depositano quindi materie minerali, dando luogo alla tipica struttura a bande del deposito carbonifero.

La formazione del deposito torboso implica mutamenti microbiologici e chimici ed è stata per questo denominata "carbonizzazione biochimica", in opposizione alla "carbonizzazione geochimica" che avviene in un secondo tempo e alla quale non prendono parte i microrganismi.

Le alterazioni più notevoli, con limitato apporto di ossigeno, avvengono nello strato superficiale della torbiera e immediatamente sotto, ad una profondità di circa 50 cm; questo strato viene denominato "strato di formazione della torba" (peatigenic layer).

In questa regione sono attivi i batteri aerobici, gli actinomiceti e i funghi. All'aumentare della profondità dello strato questi organismi sono sostituiti da batteri anaerobici, ma allorché le sostanze assimilabili scompaiono la vita si riduce e alla fine si estingue. Ciò avviene normalmente a una profondità di circa 10 m, al di sotto della quale avvengono solamente cambiamenti chimici come condensazione, polimerizzazione e reazioni di riduzione.

Molti batteri proliferano nel modo migliore in un mezzo debolmente alcalino (pH = 7-7,5). Tanto più acida è la torba tanto più sarà povera di batteri e tanto maggiormente sarà preservata la struttura delle piante. Solamente i funghi che vivono negli strati più superficiali della torbiera (circa 40 cm di profondità) tollerano bene valori bassi del pH intorno a 4. Sono inoltre importanti per l'attività batterica il contenuto di azoto e l'alimentazione di sali minerali.

I solfobatteri hanno un ruolo speciale nelle torbiere e nei depositi di sostanze organiche, riducendo i solfati a solfuri e rendendo così possibile la formazione di pirite e marcasite. Neavil (1966) ha dimostrato che l'FeS₂ nella torba può formarsi solamente per mezzo dell'attività batterica, in quanto sulla base di reazioni cinetiche, vi è una sufficiente energia per una riduzione dei solfati a solfuri. Naturalmente, il requisito necessario è che vi sia una notevole alimentazione di solfo e di ferro.

Il processo più importante, durante la formazione della torba, è la produzione di sostanze umiche. Questo processo è dovuto all'alimentazione di ossigeno, all'aumento della temperatura della torbiera e all'ambiente alcalino. In una torbiera, il contenuto di carbonio nello strato più superficiale aumenta rapidamente con la profondità poiché le sostanze ricche di ossigeno, nello strato di formazione della torba, particolarmente la cellulosa ed emicellulosa, vengono decomposte microbiologicamente per cui ne deriva un arricchimento in lignina, relativamente ricca di carbonio, e la formazione di acidi umici.

Nel "peatigenic layer" un aumento del contenuto di carbonio dal 40-45 % al 55-60 % è del tutto possibile, ma a maggiori profondità il contenuto di carbonio difficilmente si modifica (occasionalmente la variazione può raggiungere il 4 %, sul prodotto secco e puro). Al contrario, a causa della compressione degli strati, il contenuto di umidità decade rapidamente con la profondità e ciò costituisce un indice per la misura della diagenesi della torba.

La presenza di cellulosa libera, cioè non intimamente legata alla lignina, è un'indicazione utile del grado di diagenesi raggiunto. Per effettuare una distinzione tra torba e "soft brown coal" vengono utilizzati come parametri l'umidità, il contenuto di carbonio, la presenza di cellulosa libera e la possibilità di taglio. Si riportano, qui di seguito, alcune caratteristiche della torba e del brown coal:

	Torba	Brown Coal
Umidità	> 75 %	< 75 %

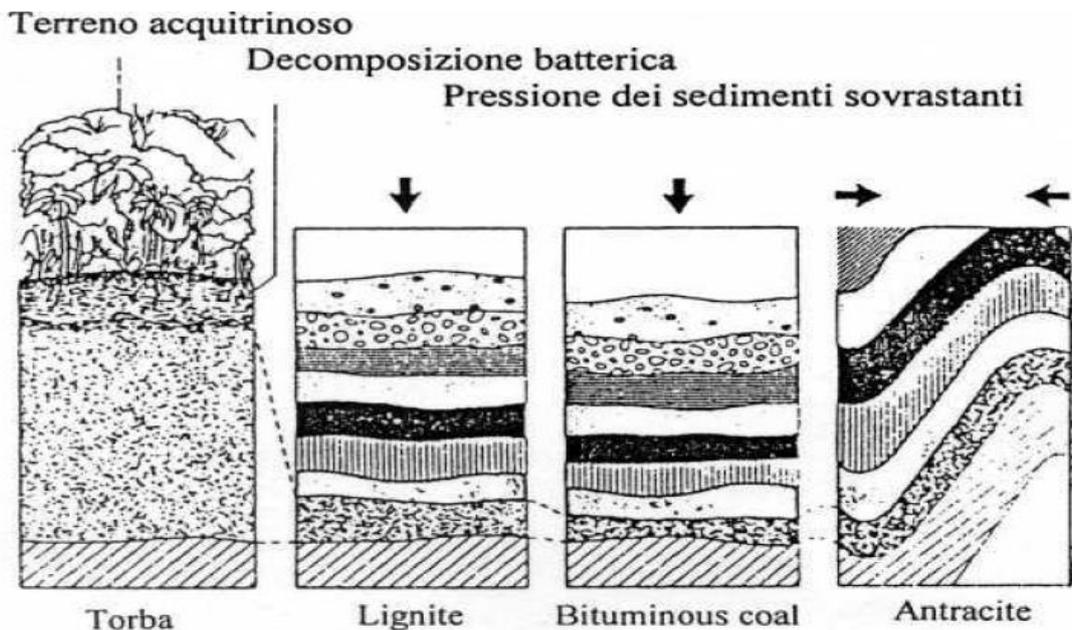
Carbonio (daf)	> 60 %	<60 %
Cellulosa libera	presente	assente
Possibilità di essere tagliato	no	si

B-Fase Geochimica

Alla fine del ciclo biochimico si è avuta la formazione della torba, con un processo che si ritiene avvenga ancora ai giorni nostri. Si stima che gli attuali depositi di torba abbiano meno di un milione di anni.

La carbonizzazione della torba -stadio geochimico- è avvenuta in un periodo molto più lungo ed è stata accompagnata dall'effetto della pressione e della temperatura, che si ritiene essere il risultato principale del sovraccarico dovuto a rocce sedimentarie più recenti. Queste (figura 1.1.1) compressero e inoltre modificarono la composizione chimica e le proprietà degli strati, dando luogo ad un aumento progressivo del rango, (il "rango" del carbone è un parametro caratteristico per la sua classificazione. Esso esprime l'intensità delle trasformazioni che i sedimenti organici hanno subito in seguito all'aumento della temperatura e della pressione all'interno della crosta terrestre), il quale è ritenuto il parametro più importante per la classificazione dei carboni.

Figura 1.1.1



Un fattore che ha forte influenza sul processo di carbonizzazione è costituito dalla temperatura. Prova dell'influenza che la temperatura possiede sul processo di carbonizzazione può essere trovata nei carboni di contatto metamorfico. Inoltre è evidente che le regioni di particolare forte carbonizzazione hanno ricevuto un riscaldamento aggiuntivo da parte di un corpo intrusivo.

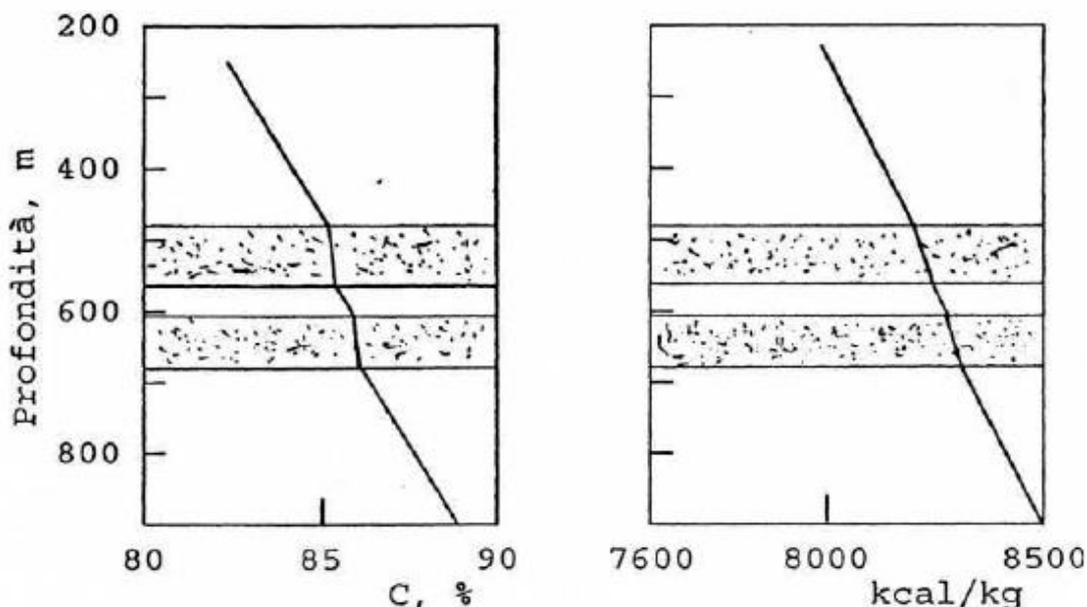
Un esempio di antracitizzazione dei carboni dovuta alla temperatura, si ha nei carboni della fossa tettonica di Bramsche (Germania Nord Occidentale). Infatti, per l'antracitizzazione dei carboni di Wealden che si trovano ad una profondità di 200-3000 m sarebbe stata necessaria una temperatura di circa 300°C; ora poiché essi si trovano in una zona di normale gradiente geotermico (3-4°C/100 m) ciò non sarebbe stato possibile, in quanto non si sarebbe potuto raggiungere una tale temperatura. Un'indagine effettuata con metodi geofisici ha permesso di stabilire che al di sotto delle antraciti, del periodo carbonifero e del cretaceo, vi è un grande corpo intrusivo.

Il riscaldamento dovuto ad intrusioni vulcaniche può favorire in modo notevole il processo di carbonizzazione: possono formarsi in questo modo alcuni carboni come l'antracite e persino il coke naturale.

Altri parametri che hanno influenza sul rango del carbone sono il gradiente geotermico e la conduttività delle rocce. L'influenza del gradiente geotermico può essere messa in evidenza citando ad esempio, i sedimenti orizzontali terziari della zona del Reno superiore in cui, localmente, il gradiente geotermico varia fortemente. Qui in aree "calde" (7-8°C/100 m) il rango bituminoso è già ottenuto ad una profondità di 1500 m, mentre in aree più "fredde" (4°C/100 m) lo stesso rango viene raggiunto alla profondità di 2600 m.

L'influenza della conduttività delle rocce intercalari può essere illustrata mediante l'analisi di alcuni parametri del rango quali il potere calorifico superiore e il contenuto di carbonio. Ad esempio, in alcuni profili di carote di carboni della Saar (Germania) è stato messo in evidenza un notevole aumento di questi parametri nell'attraversamento di arenarie, rispettivamente a circa 480 m e 610 m (Figura 1.1.2). Ciò è dovuto essenzialmente alla conduttività delle rocce e non alla profondità in quanto le differenze di temperatura sono relativamente piccole.

Figura 1.1.2



Un altro fattore che deve essere considerato è il tempo di carbonizzazione. Generalmente, tanto maggiore è questo tempo tanto più elevato è il rango del carbone.

Nella Luisiana, ad esempio, le rocce del Miocene Superiore contengono inclusioni carbonifere che hanno raggiunto la profondità di 5000 m e hanno un'età di circa $17 \cdot 10^6$ anni; la temperatura a quella profondità è di circa 140°C.

Nelle rocce della Germania Nord Occidentale si trovano manifestazioni carbonifere alla stessa profondità ma aventi un'età di circa $27 \cdot 10^6$ anni. Nel primo caso si trovano carboni bituminosi ricchi di materie volatili (35-40 %) mentre nel secondo caso si hanno carboni bituminosi a basso contenuto di materie volatili.

Vi è da sottolineare il fatto che il tempo ha effetto sul processo di carbonizzazione, e quindi sul rango, solamente quando le temperature sono sufficientemente elevate affinché possano

verificarsi le reazioni chimiche. Con basse temperature, infatti, poco accade perfino in lunghi periodi.

Ad esempio, nel bacino carbonifero di Mosca le ligniti appartenenti al periodo Carbonifero Inferiore non hanno mai raggiunto, dopo la loro deposizione, una profondità corrispondente ad una temperatura superiore a 20-30°C. L'influenza del tempo è quindi tanto maggiore quanto è più elevata la temperatura.

Un altro fattore che ha una grande influenza sul fenomeno della carbonizzazione, come accennato in precedenza, è l'effetto della pressione dovuta a piegamenti e corrugamenti degli strati. Poiché il rango dei carboni è frequentemente più elevato nelle regioni fortemente ripiegate se ne desunse che le pressioni dovute alla piegatura degli strati favoriscono il processo di carbonizzazione. Inoltre, movimenti tettonici che avvengono lungo le faglie e le forti spinte durante i terremoti possono occasionalmente causare un aumento del rango, probabilmente a causa di una concentrazione di calore dovuta all'attrito. Generalmente però i movimenti tettonici avvengono così lentamente che il calore sviluppato a causa dell'attrito fra i vari strati si disperde prima che abbia effetto sul carbone.

La progressione del fenomeno di carbonizzazione si manifesta con una continua diminuzione dei contenuti di idrogeno e ossigeno e corrispondentemente in un aumento del contenuto di carbonio. Vi è inoltre, conseguentemente, una diminuzione delle materie volatili. Il potere calorifico aumenta col rango e, a causa dell'effetto continuo delle pressioni, il carbone diventa generalmente più duro e resistente, con riduzione della porosità

Componenti macroscopici e microscopici dei carboni fossili

I mutamenti che i materiali vegetali hanno subito durante la diagenesi del sedimento non riguardano unicamente la composizione chimica dei prodotti della trasformazione, ma altresì le proprietà di queste sostanze nei riguardi della luce normale o polarizzata che le attraversa o che viene riflessa, oltre alla durezza, alla densità. Per questi motivi i carboni fossili possono essere studiati con metodi petrografici, come avviene per le altre rocce.

Un campione macroscopico di carbone fossile può avere aspetto omogeneo, ma di solito esso mostra di essere formato da livelli o lenti di diversa lucentezza. Largamente accettata è la suddivisione dei componenti macroscopici dei carboni proposta intorno agli anni 1920 dal Dr. Mary C. Stopes.

Essa individuò due componenti opachi, che denominò fusain e durain, e due componenti brillanti che denominò vitrain e clarain rispettivamente. Di questi componenti macroscopici si dà, qui di seguito, un breve cenno.

Componenti opachi

- Fusain o carbone fibroso - E' un componente del carbone e si presenta poroso e friabile come carbone di legna. Esso è molto fragile e si rompe facilmente in polvere finissima che sporca gli oggetti con i quali viene a contatto. Normalmente, si presenta di colore grigiastro o nero. In sezione sottile appare opaco e mostra una rete di pareti cellulari di tessuti di piante. Le cellule possono essere vuote o riempite con materie minerali. Questo componente si è probabilmente formato in condizioni di estrema secchezza. Alcuni ricercatori pensano, a causa della sua similarità con il carbone di legna, che il componente fusa in possa essersi formato come risultato di incendi di foreste causati dai fulmini.

- Durain o carbone opaco - E' composto essenzialmente da una elevata proporzione di granuli fini e opachi, contenenti spore e resine. Si presenta con superficie di frattura piuttosto irregolare,

opaca, sovente ruvida e di aspetto microgranulare. Macroscopicamente è priva di struttura, è di colore grigiastro o nero-opaco e si presenta in bande irregolari spesse o sottili.

Componenti brillanti

- Vitrain o carbone brillante - Questo componente si presenta in bande o lenticelle, usualmente con limiti ben delineati, il cui spessore può variare da pochi millimetri a qualche centimetro, con aspetto brillante o vitreo. Esso macroscopicamente è omogeneo e privo di struttura. Normalmente presenta frattura concoide e in sezione sottile appare traslucido o può, talvolta, mostrare una struttura legnosa.

Questo componente si è formato lentamente in condizioni semi-secche, come per esempio in un acquitrino in cui il fondo era a breve distanza dalla superficie dell'acqua: il materiale vegetale affondò nel limo umido, poiché l'acqua stagnante conteneva poco ossigeno fu impedita la decomposizione aerobica e il materiale lignificato, che era relativamente resistente alla decomposizione anaerobica, venne preservato.

- Clarain o carbone semibrillante - Questo componente macroscopico del carbone si presenta come costituito da lamine brillanti fittamente alternate con altre più spesse e opache. Esso perciò non è uniformemente brillante, come il componente vitrain, ed è privo della sua frattura concoide, sebbene entrambi si fratturino, approssimativamente, normalmente alla giacitura. In sezione sottile appare generalmente traslucido. Molti studiosi ritengono che questo componente si sia formato in condizioni intermedie tra quelle relativamente secche, in cui si è formato il carbone brillante (vitrain) e quelle veramente umide in cui si è formato il carbone opaco.

Questa suddivisione dei componenti del carbone fu in seguito estesa mediante l'ausilio dell'analisi microscopica, utilizzando la luce riflessa. Vennero così individuati i microlitotipi e i macerali individuali da cui essi sono formati, ciascuno dei quali è distinguibile per forma, colore e altre proprietà caratteristiche.

Macerali

I macerali sono i costituenti microscopici del carbone, analoghi ai minerali delle rocce. Essi sono otticamente omogenei e distinti. I macerali vengono identificati e classificati in tre gruppi principali e in numerosi macerali individuali sulla base della loro morfologia, del materiale di origine (tessuti legnosi o non legnosi), del colore, della natura di formazione (degradazione biochimica rispetto a degradazione con fuoco), similarità nella composizione chimica, struttura interna, livello di riflettività e grado di carbonizzazione.

Nella tabella 1.1.1 vengono riportati i principali macerali e i gruppi macerali, dei quali saranno date maggiori notizie nelle pagine seguenti.

Tabella 1.1.1-Gruppi macerali e macerali

GRUPPI MACERALI	MACERALI
Vitrinite	Telinite
	Collinite
	Vitrodetrinite
	Pseudovitrinite
Esinite (Liptinite)	Sporinite
	Cutinite
	Resinite
	Alginite
	Suberinite
	Liptodetrinite
Inertinite	Fusinite
	Semifusinite
	Macrinite
	Micrinite
	Sclerotinite
	Inertodetrinite

I gruppi macerali sopra citati, danno luogo a loro volta alla formazione dei cosiddetti microlitotipi, i quali possono essere costituiti da uno o più gruppi macerali.

Le relazioni tra microlitotipi e gruppi macerali sono mostrate nella tabella 1.1.2. Da essa appare in modo chiaro che il carattere dei diversi microlitotipi dipende dalla proporzione dei diversi macerali presenti.

Tabella 1.1.2-Relazione tra microlitotipi e gruppi macerali

	MICROLITOTIPI	GRUPPI MACERALI
Monomacerali	Vitrite Liptite Inertite	Vitrinite Esinite/Liptinite Inertinite
Bimacerali	Clarite Durite Vitrinertite	Vitrinite + Esinite Inertinite + Esinite Vitrinite + Inertinite
Trimacerali	Duroclarite Clarodurite Vitrinertoliptite	Vitrinite > Inertinite + Esinite Inertinite > Vitrinite + Esinite Esinite > Inertinite + Vitrinite

I microlitotipi, a loro volta, danno luogo alla formazione dei litotipi, come riportato nella tabella 1.1.3 seguente:

Tabella 1.1.3-Relazione tra litotipi e microlitotipi

LITOTIPI	MICROLITOTIPI
Vitrain	Vitrite Clarite (dove Vitrinite > Esinite)
Durain	Clarite (dove Vitrinite < Esinite) Durite Trimacerite (Durite e Clarodurite)
Fusain	Inertite (Semifusinite e Fusinite)
Clarain	Può contenere elementi di tutti i gruppi

Come accennato precedentemente, daremo qui di seguito, notizie più particolareggiate relativamente ai principali gruppi macerali.

Gruppo della vitrinite

Le vitrinite sono tessuti legnosi carbonizzati derivanti da gambi, radici e tessuti vascolari di foglie. La vitrinite è il più abbondante e il più importante gruppo macerale del carbone, raggiungendo in alcuni casi più del 70-80 % di una certa formazione o banco di carbone.

Il contenuto di vitrinite scende raramente al di sotto del 50 %, ad eccezione di pochi e particolari carboni come i "cannel" o "boghead". All'interno di uno stesso banco carbonifero, vi possono essere strati individuali i quali presentano contenuti di vitrinite molto differenti.

Il colore della vitrinite, in luce trasmessa, può variare dal giallo, all'arancio, al rosso, rosso bruno, marrone scuro, sino a diventare opaca all'aumentare del rango del carbone, dalla lignite all'antracite. Con luce incidente (riflessa) la vitrinite appare grigio scura, grigio brillante o bianca, a seconda del rango.

La vitrinite si presenta nel carbone, generalmente, sotto forma di sottili bande, lenti e matrici. Lo spessore delle singole bande può variare da meno di 1 mm a più di 30 cm. Ad esempio, le singole bande dei carboni della parte orientale degli USA (del Periodo Carbonifero) raramente oltrepassano i 5 mm, mentre bande superiori a 25 mm (alcune superiori a 300 mm) sono molto comuni nei carboni della parte occidentale degli USA appartenenti al Cretaceo e al Terziario.

Questa differenza è dovuta alla diversità del materiale originario relativo all'evoluzione del mondo vegetale.

La vitrinite prende il nome di telinite se presenta strutture cellulari: si tratta di frammenti di tessuti legnosi, di solito a contorni poco netti, che sono stati sottoposti a macerazione e gelatinizzazione delle pareti delle cellule.

La vitrinite prende il nome di collinite se è presente come pasta di fondo ed è priva di strutture cellulari riconoscibili. Essa deriva dalla precipitazione sotto forma di gel di sostanze colloidali in soluzione, prodotte dalla macerazione dei tessuti legnosi.

La vitrinite prende il nome di vitrodetrinite quando, allo stesso modo degli altri macerali, si presenta sotto forma di detrito. Questi frammenti sono originati principalmente da particelle di piante o di torba che hanno subito una degradazione molto rapida; raramente sono frammenti di vitrinite che è stata frantumata a causa delle pressioni.

Una vitrinite avente una riflettività più alta (comparata alla vitrinite dello stesso carbone) è stata riconosciuta come pseudovitrinite. Oltre alla maggiore riflettanza, essa si presenta in particelle più grandi aventi un residuo di struttura cellulare. Comunemente è fessurata, con un modello di frattura non comune e privo, generalmente, di inclusioni di pirite. Essa viene considerata un macerale inerte o semi-inerte nel processo di carbonizzazione.

Essendo il più comune e meglio conosciuto, il macerale vitrinite è generalmente considerato come il rivelatore dei cambiamenti di composizione collegati al rango, sebbene simili mutamenti avvengano anche negli altri macerali (ad eccezione della fusinite che deve la sua composizione all'attività selettiva chimica e biochimica).

Nella tabella 1.1.4, è riportata la composizione chimica della vitrinite al variare del rango. Appare chiaro come all'aumentare del contenuto di carbonio e al diminuire delle materie volatili il rango delle vitrinita aumenti dall'alto verso il basso.

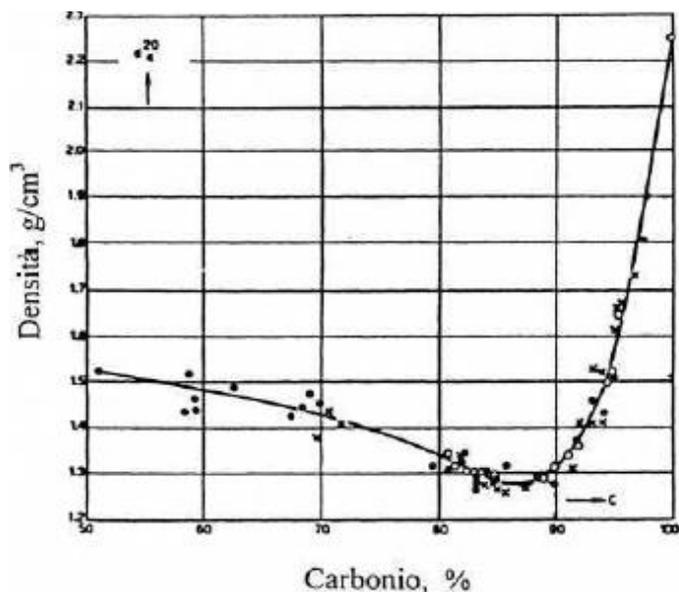
Il contenuto di idrogeno delle vitrinita resta circa lo stesso nei carboni di alto e di basso rango, mentre il contenuto di ossigeno diminuisce molto di più di quanto non avviene per l'idrogeno. Inoltre i rapporti atomici H/C e O/C diminuiscono.

Tabella 1.1.4-Composizione elementare delle vitrinita di diverso rango

C	H	O	N	S	H/C	O/C	M.V.
81,5	5,15	11,7	1,25	0,4	0,753	0,108	39
85,0	5,40	8,0	1,20	0,4	0,757	0,071	34
87,0	5,35	5,9	1,25	0,5	0,732	0,051	30
89,0	5,10	4,0	1,30	0,6	0,683	0,034	26
90,0	4,94	3,2	1,35	0,5	0,655	0,027	23
91,2	4,55	2,6	1,15	0,5	0,594	0,021	8

Nel diagramma di figura 1.1.3 è indicata la variazione della densità della vitrinite in funzione del rango (contenuto di carbonio). Si può osservare come per un contenuto di carbonio dell'87% si abbia un minimo della densità pari a 1,282 g/cm³.

Figura 1.1.3



Proprietà chimiche della vitrinite

La vitrinite è composta da vari "humins" che sono formati da un nucleo aromatico circondato da gruppi alifatici periferici. Con l'aumentare del rango i gruppi periferici ossidrilico (OH), carbossilico (COOH) e metilico (CH₃) vengono perduti e l'aromaticità del nucleo diventa maggiore.

Le proprietà dell'Humin vitrinitico dipendono, oltre che da diversi fattori, dal fatto che essi sono formati dalla lignina, dalla cellulosa o da entrambe. ("Humin" = humus + in = sostanza neutra esistente nell'humus nero, cioè nella sostanza scura o nera risultante dalla lenta decomposizione delle materie organiche).

Gruppo dell'esinite (o liptinite)

I macerali del gruppo esinite (liptinite) derivano da sostanze resinose e da cere di piante. Esse comprendono resine, cuticole, spore, pollini, esini e alghe, che costituiscono rispettivamente la resinite, la cutinite e l'alginite.

L'esinite appare brillante sino al giallo bruno se osservata in luce trasmessa e di colore dal grigio scuro al grigio chiaro se osservata in luce incidente.

I singoli macerali del gruppo liptinite sono classificati principalmente sulla base della loro morfologia e sulla loro affiliazione genetica.

Le liptiniti, fra tutti i macerali, sono quelle che possiedono il maggiore contenuto di idrogeno. Le resinite delle ligniti e dei carboni subbituminosi contengono più del 10 % di idrogeno. L'indice di rifrazione e la riflettività delle liptiniti sono molto bassi in confronto agli altri macerali dello stesso rango. Si riportano, qui di seguito, i macerali appartenenti a questo gruppo e le sostanze costituenti.

Macerali	Costituenti
Sporinite	Spore e pollini
Cutinite	Cuticole di foglie, steli giovani, etc
Resinite	Resine, secrezioni di piante ed essudati
Alginite	Residui di alghe e colonie di alghe
Suberinite	Residui di cellule di sughero
Liptodetrinite,	Fini aggregati di frammenti di esine

Gruppo dell'inertinite

Le inertinita sono gruppi macerali che appaiono opachi, quando vengono osservati in luce trasmessa e brillanti o estremamente brillanti se osservati in luce incidente.

Essi derivano presumibilmente dalla carbonizzazione di tessuti vegetali. Alcune inertinita possono essere il risultato di intensi processi biochimici.

L'inertinite deriva il nome dal fatto che essa e' inerte o semi-inerte durante il normale processo di carbonizzazione, sebbene la micrinite possa essere considerata un macerale reattivo. A seconda della loro forma, dimensione, grado di preservazione della struttura cellulare e intensità di carbonizzazione, le inertinita possono essere suddivise in:

- Fusinite
- Semifusinite
- Macrinite
- Micrinite
- Sclerotinite
- Inertodetrinite

Classificazione dei gruppi macerali in funzione della riflettanza

I vari macerali possono essere classificati anche in base al loro potere riflettente. Ad esempio sulla base della riflettanza le vitrinita sono suddivise all'interno di gruppi vitrinoidi per intervalli di riflettanza (con immersione in olio) dello 0,1 %.

La tabella 1.1.5 illustra lo schema di classificazione dei gruppi macerali sulla base della riflettanza.

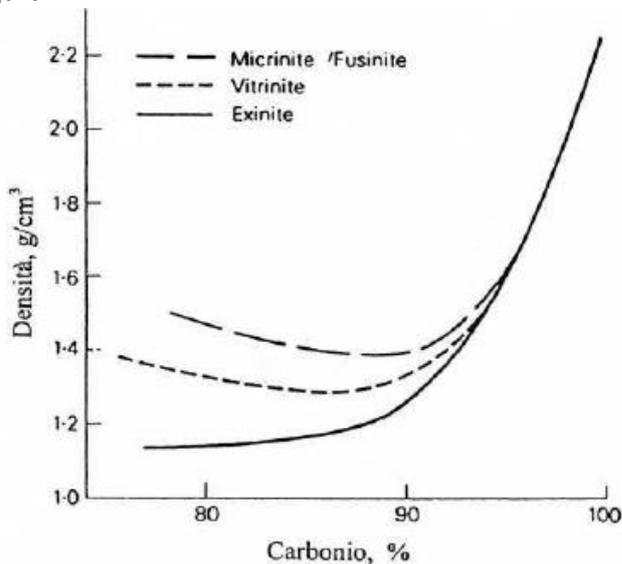
Tabella 1.1.5-Classificazione dei gruppi macerali secondo la riflettanza

SERIE MACERALE	GRUPPO MACERALE	CAMPO DI MASSIMA RIFLETTANZA, %	ALTRE CARATTERISTICHE
VITRINITE	Gruppo Antrinoide	2,50 - 10,00	Opaco in luce trasmessa. Grigiastro bianco in luce riflessa.
	Gruppo Vitrinoide	0,40 - 2,40	Traslucido in luce trasmessa – usualmente giallo, rosso o marrone. Grigio in luce riflessa.
	Gruppo Xylinoide	0,10 - 0,39	Traslucido in luce trasmessa – usualmente dal bianco, al Giallo, al marrone. Grigio in luce riflessa.
LIPTINITE	Gruppo Esinoide	0,05 - 1,50	Spore, pollini cuticole o materiali endotermali carbonizzati Traslucido in luce trasmessa: bianco, giallo, rosso. Grigio brillante o grigio scuro in luce riflessa.
	Gruppo Resinoide	0,05 - 1,50	Resine, secrezioni di piante o essudati carbonizzati. Traslucido in luce trasmessa: bianco, giallo, rosso. Grigio brillante, grigio scuro o nero in luce riflessa.
INERTINITE	Gruppo Fusinoide	4,00 - 10,00	Caratteristiche essenziali della fusinite
	Gruppo Semi-fusinoide	0,20 - 3,99	Caratteristiche essenziali della semifusinite
	Gruppo Micrinoide	0,20 - 8,00	Caratteristiche essenziali della micrinite

Dall'esame dei vari macerali si è trovato- che essi possiedono caratteristiche fisiche e chimiche differenti, sebbene alcune proprietà tendano a differenziarsi in modo minore all'aumentare del rango.

Considerando ad esempio il grafico di figura 1.1.4, in cui vengono riportati i valori della densità dei diversi gruppi macerali in funzione del tenore in carbonio, si nota che le curve vanno convergendo all'aumentare del contenuto di carbonio.

Figura 1.1.4



Si può pertanto affermare che il carbone non è una sostanza unica, ma un'intera famiglia di sostanze ciascuna delle quali copre una sezione del campo, rappresentato dal rango, contenendo ciascuna sostanza un numero di macerali che la differenziano dal resto della famiglia. Ciò è chiaramente importante per potere analizzare e classificare un dato carbone, in modo tale che le sue proprietà possano essere determinate in modo preciso.

Minerali ed elementi in tracce presenti nei carboni

In aggiunta alle sostanze puramente organiche, sia i macerali che i microlitotipi del carbone contengono invariabilmente delle piccole o grandi quantità di componenti inorganici.

Questi componenti possono essere classificati in tre gruppi, a seconda della loro origine:

- a) Sostanze organiche delle piante originali.
- b) Complessi inorganici-organici e minerali formatisi durante il primo stadio del processo di carbonizzazione o che sono stati introdotti dall'acqua o dal vento quando il deposito si stava formando.
- c) Minerali depositatisi durante la seconda fase del processo di carbonizzazione, con l'ascesa o la discesa di soluzioni nelle fessure o cavità, o per alterazione dei depositi minerali primari.

Nelle tabelle 1.1.6 e 1.1.7 sono riportati i principali minerali che possono trovarsi nei giacimenti carboniferi.

Tabella 1.1.6-Minerali presenti nel carbone

GRUPPO DI MINERALI	I STADIO DI CARBONIZZAZIONE		II STADIO DI CARBONIZZAZIONE	
	FORMAZIONE SINGENETICA		FORMAZIONE EPIGENETICA	
	TRASPORTATI DALL'ACQUA O DAL VENTO	DI NUOVA FORMAZIONE	DEPOSITATI IN FESSURE O CAVITA'	TRASFORMATI DA MINERALI SINGENETICI
MINERALI ARGILLOSI	Caolinite, Illite, Sericite, Argilla Montmorillonite		Illite, Clorite	
CARBONATI		Siderite Dolomite Calcite Ankerite	Ankerite Calcite Dolomite	
SOLFURI		Pirite Galena Calcopirite	Marcasite Pirite Galena Calcopirite	Pirite da trasformazione di concrezioni singenetiche di FeCO ₃
OSSIDI		Ematite	Goethite	
QUARZO	Quarzo in grani	Calcedonio Quarzo	Quarzo	
FOSFATI	Apatite	Fosforite Apatite		
MINERALI PESANTI E MINERALI ACCESSORI	Zirconio Rutilo Tormalina, Biotite Ortoclasio		Cloruri Solfati Nitrati	

Tabella 1.1.7-Minerali identificati nel carbone

MINERALI	PRESENZA ⁽¹⁾
Minerali Argillosi	
Illite-Sericite	Predominante-Abbondante
Montmorillonite	Rara-Comune
Caolinite	Comune-Molto comune
Alloisite	Rara
Solfuri di Ferro	
Pirite	Rara-Comune
Marcasite	Rara-Comune
Melkinovite	Rara-Comune
Carbonati	
Siderite	Comune-Molto comune
Ankerite	Comune-Molto comune
Calcite	Comune-Molto comune
Dolomite	Rara-Comune
Ossidi	
Ematite	Rara
Quarzo	Raro-Comune
Magnetite	Molto rara
Rutilo	Molto raro
Idrossidi	
Limonite	Rara-Comune
Goethite	Rara-Comune
Diaspro	Rara-Comune
Solfuri	
Sfalerite	Rara
Galena	Rara
Calcopirite	Molto rara
Pirrotite	Molto rara
Solfati	
Barite	Rara
Fosfati	
Apatite	Rara
Fosforite	Rara
Silicati	
Zircone	Raro
Biotite	Molto rara
Staurolite	Molto rara
Tormalina	Molto rara
Epidoto	Molto raro
Sanidino	Molto raro
Ortoclasio	Molto raro
Augite	Molto raro
Anfiboli	Molto rari
Kyanite	Molto rara
Clorite	Molto rara
Sali	
Gesso	Raro
Kieserite	Rara - Molto rara
Mirabilite	Rara - Molto rara
Melanterite	Rara - Molto rara
Halite	Molto rara – Comune
Silvite	Molto rara – Comune
Bischofite	Molto rara – Comune

- (1) – Predominante: > 60%
 - Abbondante: 30-60 %
 - Molto comune: 10-30%
 - Comune: 5-10%
 - Raro: 1 - 5%
 - Molto raro: < 1%

Classificazione dei carboni

A causa della grande diversità dei tipi di carbone esistenti è necessario, anche dal punto di vista commerciale, avere una classificazione dei carboni. Questa classificazione deve dare, come minimo, una indicazione del rango, come per esempio: lignite, carbone subbituminoso, carbone bituminoso, antracite. Generalmente, però, è necessario dare una classificazione più precisa.

Una delle classificazioni maggiormente utilizzate è quella espressa dalle Norme ASTM (ASTM STANDARD D388). Questa classificazione è effettuata sulla base di due parametri: carbonio fisso e potere calorifico (nota ⁽¹⁾ tabella 1.2.1). Il primo viene utilizzato per la classificazione dei carboni di alto rango, con sovrapposizione del rango dei carboni bituminosi A ad alto contenuto di materie volatili.

Nella Tabella 1.2.1 è riportata la classificazione dei carboni secondo le Norme ASTM, mentre nella tabella 1.2.2 si riporta il confronto tra la classificazione internazionale e quelle nazionali.

Ting (1969) ha proposto una classificazione petrografica del carbone usando la riflettanza della vitrinite e la composizione macerale come base per la classificazione. Nella tabella 1.2.3 si riporta tale classificazione.

Tabella 1.2.1-Classificazione dei carboni secondo il rango - ASTM D338

CLASSE	GRUPPO	CARBONIO FISSO, % (2)	MATERIE VOLATILI, % (2)	POTERE CALORIFICO Btu/lb (3),(4)	CARATTERE AGGLOMERANTE
I ANTRACITE	1.Meta-antracite	> 98	<2	-	
	2.Antracite	92-98	8- 2	-	Non Agglomerante
	3.Semiantracite	86-92	14- 8	-	
II BITUMINOSO	1.Bituminoso con basso contenuto di M.V.	78-86	22-14	-	
	2.Bituminoso con medio contenuto di M.V.	69-78	31-22	-	
	3.Bituminoso A con alto contenuto di M.V.	< 69	> 31	> 14.000	Comunemente agglomeranti
	4.Bituminoso B con alto contenuto di M.V.	-	-	13.000-14.000	
	5. Bituminoso C con alto contenuto di M.V.	-	-	11.500-13.000 10.500-11.500	Agglomerante
III SUBBITUMINOSO	1. Subbituminoso A	-	-	10.500-11.500	
	2. Subbituminoso B	-	-	9.500-10.500	
	3. Subbituminoso C	-	-	8.300- 9.500	Non agglomerante
IV LIGNITE	1. Lignite A	-	-	6.300- 8.300	
	2. Lignite B	-	-	< 6.300	

1. - Per "potere calorifico superiore" a volume costante (o rispettivamente a pressione costante) di un combustibile solido s'intende la quantità di calore, espressa in chilocalorie, che si sviluppa nella combustione completa, a volume costante (o a pressione costante) di 1 kg del combustibile quando i prodotti presenti dopo la combustione si trovino alla temperatura che avevano il combustibile e il comburente prima della combustione, e tali prodotti siano costituiti da CO₂, SO₂, azoto ed acqua allo stato liquido (oltre alle ceneri derivanti dalle materie minerali originariamente presenti nel combustibile).
2. - Carbonio Fisso (o Materie Volatili) sul prodotto "puro", cioè sul prodotto secco e privo delle materie minerali (Dry mineral matter free basis),
3. - PCS, sul prodotto avente l'umidità inerente e privo delle materie minerali (Moist, mineral matter free basis)
4. - 1 Btu/lb = 0,555 kcal/kg = 2,3239 KJ/kg

Tabella 1.2.2-Confronto fra la classificazione internazionale dei carboni e quelle nazionali

CLASSIFICAZIONE INTERNAZIONALE			CLASSIFICAZIONE NAZIONALE							
Classe n.	Materie Volatili %	Potere Calorifico kcal/kg	Belgio	Germania	Francia	Italia	Paesi Bassi	Polonia	Regno Unito	Stati Uniti
6	0-3					antraciti speciali		meta-antracyt		meta-anthracite
1A	3-6,5		maigre	Anthrazit	anthracite	antraciti comuni	anthraciet	antracyt	anthracite	anthracite
1B	6,5-10							polantracyt		
2	10-14		1/4 gras	Magerkohle	maigre	carboni magri	mager	chudy	dry steam	semianthracite
3	14-20		1/4 gras 1/2 gras	Eskkohle	demigras	carboni semi-grassi	eskoel	polkoksowy metakoksowy	coking steam	low-volatile bituminous
4	20-28			Fettkohle	gras a courte flamme	carboni grassi corta fiamma	vetkoel	ortokoksowy	medium-volatile coking	medium-volatile bituminous
5	28-33		gras		gras proprement dit	carboni grassi media fiamma		gazowo-koksowy		high-volatile bituminous
6	>33 (33-40)	8450-7750		Gaskohle		carboni da gas	gaskoel			high-volatile bituminous
7	>33 (32-44)	7750-7200		Gas flammkohle	flambant gras	carboni grassi da vapore	gasvlamkoel	gazowy	high-volatile	high-volatile bituminous
8	>33 (34-46)	7200-6100			flambant sec	carboni sechi	vlamkoel	gazowo-plomienny		high-volatile bituminous
9	>33 (36-48)	<6100						plomienny		subbituminous

Tabella 1.2.3-Classificazione dei carboni secondo la composizione macerale e secondo la riflettanza

CLASSE	RANGO	TIPO	COMPOSIZIONE MACERALE, %		RIFLETTANZA MEDIA E MASSIMA DELLA VITRINITE R ₀ , %
			Vitrinite Liptinite	Fusinite Semifusinite Micrinite	
Antracite	Meta-antracite	C	0-50	100-50	5,0
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
	Antracite	C	0-50	100-50	2,5-5,0
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
	Semiantracite	C	0-50	100-50	2,0-2,5
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
Bituminoso	Bituminoso di alto rango	C	0-50	100-50	1,5-2,0
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
	Bituminoso di rango medio	C	0-50	100-50	1,0-1,5
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
	Bituminoso di basso rango	C	0-50	100-50	0,5-1,0
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
	Subbituminoso	C	0-50	100-50	0,4-0,5
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	
Lignite	Lignite	C	0-50	100-50	0,25-0,4
		B	50-75	50-25	
		A	75-100	25-0	

Misura della riflettanza nei carboni

La riflettanza può essere definita come la proporzione di luce normalmente incidente che è riflessa da una superficie piana e pulita di una sostanza sottoposta ad esame.

Il termine "riflettività" è stato usato come sinonimo di riflettanza, sebbene alcuni Autori abbiano ristretto l'uso dell'ultimo a condizioni particolari (immersione in olio, luce verde) che sono normalmente applicati per la misura dei carboni.

Il valore della riflettanza dei carboni viene considerato come un indice del grado di metamorfismo o carbonizzazione. Per questo scopo ci si serve della riflettanza del macerale vitrinite per le seguenti ragioni:

1. -La vitrinite è generalmente il macerale più abbondante nei carboni.
2. -Le particelle di vitrinite, spesso, sono abbastanza grandi in modo da permettere una facile misura.
3. -La vitrinite è il macerale che, molto più degli altri, varia la sua riflettanza all'aumentare del processo di carbonizzazione.
4. -La vitrinite, osservata al microscopio, spessissimo appare omogenea.
5. -Nell'applicazione delle tecniche petrografiche all'uso industriale del carbone, particolarmente nella carbonizzazione, l'interesse è rivolto al comportamento della vitrinite, che è il macerale maggiormente responsabile delle proprietà plastiche e agglutinanti del carbone.

Nella figura 1.2.1 è riportato il diagramma che mostra la variazione della riflettanza della vitrinite in funzione del contenuto di carbonio.

Per la determinazione della riflettanza può essere utilizzato il microfotometro di Berek, il cui schema è riportato nella figura 1.2.2.

Figura 1.2.1-Variazione, a gradini, della riflettanza della vitrinite, al variare del contenuto di carbonio

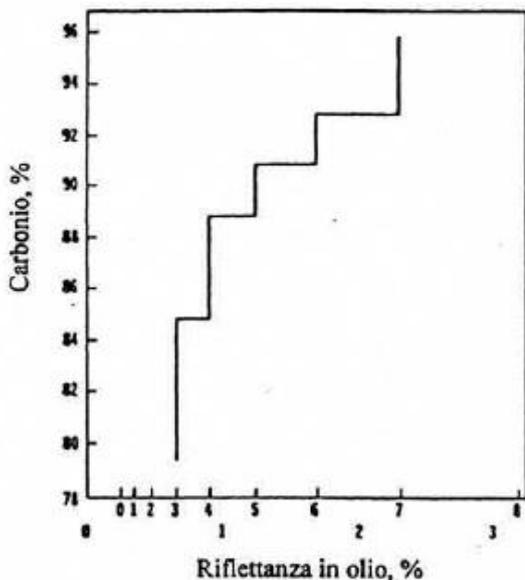
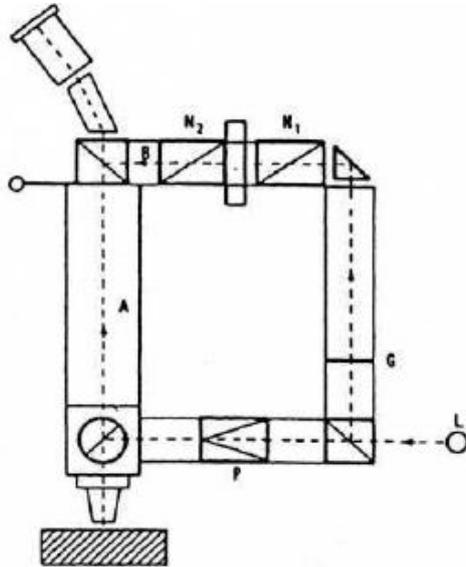


Figura 1.2.2-Schema del microfotometro di Berek



- L = Sorgente di luce
- A = Raggio riflesso
- B = Raggio di confronto
- P = Polarizzatore
- G = Filtro a densità neutra
- N₁ = Nicol
- N₂ = Nicol di confronto

Il microfotometro di Berek è un dispositivo che permette alla luce proveniente dalla superficie riflettente di essere visualmente confrontato con un raggio di luce polarizzata (B). La sua intensità può essere variata mediante la rotazione di un nicol. La luce riflessa e il raggio di luce di confronto sono osservati contemporaneamente in settori adiacenti del campo di osservazione. La variazione dell'intensità del raggio di confronto è proporzionale al quadrato del seno dell'angolo di rotazione del nicol rotante. L'uso di uno standard, di riflettanza nota, permette il calcolo della riflettanza di una sostanza, come ad esempio la vitrinite, mediante la formula:

$$R_v = \frac{(\text{sen}\alpha_v)^2}{(\text{sen}\alpha_s)^2} R_s$$

dove:

- R_v=riflettanza della sostanza in esame (vitrinite);
- α_v=angolo di rotazione del nicol, per la sostanza in esame (vitrinite);
- α_s=angolo di rotazione del nicol, per lo standard;
- R_s=riflettanza dello standard.

Normalmente come standard vengono usate sostanze isotropiche non assorbenti, la riflettanza delle quali può essere calcolata conoscendo l'indice di rifrazione misurato per

una certa lunghezza d'onda (normalmente, la riflettanza è misurata in luce monocromatica verde, di lunghezza d'onda pari a 546±5 nm).

Secondo l'equazione di Fresnel-Beer, si ha:

$$R_s = \frac{(n_s - n_o)^2 + (n_s)^2(k_s)^2}{(n_s + n_o)^2 + (n_s)^2(k_s)^2}$$

dove:

R_s =riflettanza dello standard

n_s =indice di rifrazione dello standard

k_s =indice di assorbimento dello standard

n_o =indice di rifrazione dell'immersione in olio, usualmente pari a 1,518 a 25°C. Quando si usano obiettivi asciutti deve essere inserito nell'equazione l'indice di rifrazione dell'aria.

Utilizzando uno standard il cui indice di assorbimento sia uguale a zero, la relazione precedente diventa:

$$R_s = \frac{(n_s - n_o)^2}{(n_s + n_o)^2}$$

Nella tabella 1.2.4, sono riportati gli indici di rifrazione e i valori della riflettanza di diversi standard commerciali.

Tabella 1.2.4-Proprietà ottiche di alcuni standard a 546nm

Standard	$n_{546\text{ nm}}$	R_{aria}	$R_{\text{olio}} (n = 1,518)$
Bausch & Lomb 689309	1,6945	6,643	0,302
Schott SF 15	1,7045	6,785	0,335
Bausch & Lomb 751278	1,7572	7,542	0,533
Shott SF 4	1,7617	7,607	0,552
Shott SF 11	1,7919	8,045	0,685
Chance VB 15/137	1,8095	8,302	0,767
Schott SF 6	1,8127	8,348	0,783
Chance VB 140/62	1,8152	8,385	0,795
Bausch & Lomb 850324	1,8564	8,989	1,006
Bausch & Lomb 915213	1,9255	10,008	1,400
Chance F 2/14	1,9290	10,060	1,422
Bausch & Lomb	1,9908	10,974	1,815
Diamante	-	-	5,305

Stach e altri Autori hanno utilizzato un filtro a densità neutra per ridurre l'intensità del raggio di confronto, in modo tale che sia necessaria una maggiore rotazione del nicol di confronto, ma ne risulti una misura più accurata e più sensibile.

Per la determinazione della riflettanza è richiesta l'immersione in olio dell'obiettivo. L'indice di rifrazione dell'olio a 25°C è pari a 1,518, ed è questo valore che viene utilizzato per la determinazione della riflettanza degli standard.

Per determinare la riflettanza media R_m di un campione è necessario effettuare un centinaio di misure di riflettanza sulle particelle di vitrinite contenute nello strato. Infatti, la riflettanza della vitrinite contenuta in uno strato del campione non è costante ma mostra uno scarto di $\pm 0,1 R$ circa del valore medio.

Vi è infine da notare che la vitrinite presenta un largo campo di riflettanza (0,2 - 2,5 %) nella serie di carbonizzazione dal Brown coal all'Antracite.

Caratteristiche e composizione chimica dei vari tipi di carbone

Si è visto, nel paragrafo precedente, come i vari tipi di carbone possano essere suddivisi in classi. Bisogna tuttavia tenere presente che le caratteristiche di un carbone, appartenente ad una certa classe, possono sconfinare sia nella classe precedente che in quella seguente.

E' da rilevare inoltre che due carboni aventi uguale contenuto di carbonio fisso possono presentare proprietà calorifiche molto differenti, in quanto il contenuto di umidità e quello in ceneri possono variare, nei due, in modo considerevole.

Torba

La torba è un combustibile fossile di formazione relativamente recente; deriva dalla decomposizione lenta di vegetali, in presenza di acqua e di organismi anaerobici, in terreni paludosi o in acque stagnanti.

Si presenta con struttura da filamentosa a compatta, di colore dal giallastro al bruno sino al nero. Si ritrova in strati aventi spessore da meno di un metro ad una decina di metri ed oltre. Quando vengono estratte, le torbe possiedono un contenuto di umidità che può raggiungere il 90 % e devono pertanto essere essiccate. Si riporta, qui di seguito, la composizione chimica tipica della torba:

Componenti	Variazioni [%]	Valore medio [%]
Carbonio	37,15-66,55	52,83
Idrogeno	4,08-10,39	5,97
Ossigeno	18,59-42,63	33,12
Azoto	0,77-3,10	1,34
Carbonio fisso	10,39-33,91	23,59
Materie volatili	43,38-73,60	60,18
Ceneri	1,05-32,95	9,58

Il tenore in solfo normalmente può variare dallo 0,1 % al 1 %, ma può essere anche più elevato nei tipi che contengono pirite.

Il potere calorifico superiore varia da 3000 a 5000 kcal/kg, su prodotti essiccati all'aria.

L'uso della torba, come combustibile, è limitato dalla quantità di acqua presente; essa può essere ridotta, ma si ha convenienza all'impiego solo se l'essiccazione avviene, naturalmente all'aria, senza spese energetiche aggiuntive.

L'essiccazione all'aria permette di far scendere il contenuto di umidità al 50 % e, in condizioni particolari e per essiccazioni prolungate, anche al 25-30 %, ma non al di sotto; un'essiccazione più spinta richiede un riscaldamento a 150-250°C, il che non è molto economico.

La torba, pertanto, trova impiego limitato come combustibile domestico nelle zone limitrofe ai giacimenti. I più importanti di questi si trovano in Russia, Scozia, Olanda, Germania, Svezia e Polonia.

I vari sistemi di valorizzazione proposti (essiccazione artificiale, gassificazione, distillazione) oltre a presentare difficoltà tecniche non risultano economicamente convenienti.

Ligniti e Brown Coal

Il termine "Lignite" è una parola francese che probabilmente deriva dal termine "litanthrax ligneus" usato per la prima volta da Wallerius (J.G. Wallerius - Systema Mineralogicum, Vol.2, 1775).

Il termine "lignite" si diffuse in Francia fin dal 1800; questo termine appare infatti in tutti i lavori di quel periodo.

Le ligniti costituiscono un gruppo di combustibili fossili con caratteristiche intermedie tra quelle della torba e quelle dei carboni bituminosi. Se ne distinguono di diversi tipi a seconda del loro aspetto e della loro natura: ligniti torbose, molto simili alle torbe e rispetto alle quali presentano un grado di carbonizzazione più spinto; ligniti xiloidi, nelle quali è ancora visibile l'aspetto legnoso del vegetale di origine; ligniti nere, di colore bruno-nero e di aspetto abbastanza compatto, con frattura fibrosa; ligniti picee, di colore nero lucente, compatte e con frattura concoide.

In America, i termini "lignite" e "brown coal" sono, in genere, usati in maniera intercambiabile, poiché sia il tipo amorfo che il tipo xiloide o legnoso possono essere di colore scuro e possono avere proprietà ed usi simili. I due tipi possono sconfinare l'uno nell'altro, in modo tale che non può essere fatta una netta distinzione tra i due.

L' US Geological Survey (Ufficio di controllo geologico degli USA) ha stabilito di adottare il termine "Subbituminous coal" per il tipo compatto detto "Black Lignite" (lignite nera) e restringere il termine lignite per il "Brown Coal" di rango più basso che è usualmente, ma non sempre, più o meno legnoso e che quando viene essiccato si suddivide in lamine.

La composizione chimica media di questi carboni, ottenuta mediante l'analisi di numerosi campioni, provenienti da tutte le parti del mondo è la seguente:

Componenti	Valore Medio [%]
Carbonio	57,94
Idrogeno	5,14
Azoto	1,05
Ossigeno	25,17
Solfo	1,50

Umidità	14,00
Ceneri	9,20
Materie volatili	40,50
Carbonio fisso	36,30

Il tenore in solfo delle ligniti può variare notevolmente; alcune ne contengono intorno al 5 % ed anche meno, ma si hanno ligniti il cui contenuto in solfo può arrivare al 10-15 %.

Il potere calorifico delle varie ligniti dipende evidentemente dalla composizione, dal grado di fossilizzazione, dal contenuto di umidità, dal contenuto di ceneri, etc. Normalmente esso può variare dalle 2500 alle 5000 kcal/kg, ma in qualche caso si possono avere anche valori superiori. Il potere calorifico delle ligniti sul prodotto "puro" (daf = dry ash free) può raggiungere le 6800 kcal/kg.

Le ligniti trovano impiego direttamente come combustibili, specie nelle vicinanze delle miniere. Possono essere bricchettate o subire una distillazione a bassa temperatura (con produzione di catrame, oli di catrame e semicoke) oppure possono essere gassificate.

Carbone Subbituminoso

Questo termine è stato adottato dall'US Geological Survey per indicare il carbone nero e lucente le cui proprietà variano tra quelle dei carboni bituminosi e quelle delle ligniti. Esso include la lignite nera (Black Lignite) e inoltre, siccome può presentare una struttura legnosa può, talvolta, essere distinto dal Brown Coal solo dal suo colore nero. Esso si distingue invece dal carbone bituminoso solamente per il suo modo di resistere agli agenti atmosferici. Si presenta con frattura concoidale e con lucentezza peciosa per cui, talvolta, viene chiamato "Pitch Coal" (carbone di pece). Il potere calorifico (moist, ash free) dei carboni subbituminosi può variare tra 4600 e 6400 kcal/kg.

Di seguito le variazioni che si possono avere nella composizione del carbone subbituminoso:

Componenti	Variazioni [%]
Carbonio	30,68-86,85
Idrogeno	1,76-6,98
Azoto	0,49-2,130
Ossigeno	2,80-52,18
Solfo	0,15-8,65
Umidità	1,94-40,58
Ceneri	2,06-55,40
Materie volatili	7,50-70,86
Carbonio fisso	18,00-83,00

Carboni bituminosi

Il termine bituminoso è stato evidentemente tramandato dai primi scrittori di mineralogia poiché essi parlano, frequentemente, di materie volatili emanate, per distillazione, da questo tipo di carbone come "bitumen". Wallerius (1775) denominò questo tipo di carbone "bitumen lapideum".

Il carbone bituminoso brucia con una lunga fiamma giallognola ed emana un asfissiante odore di bitume. Esso è spesso più o meno laminato e l'aspetto dei diversi strati varia notevolmente. Può essere resinoso, serico, pecioso, opaco e terroso. Quando si manipola, sporca fortemente le dita. Il colore varia dal nero al grigio scuro. La sua frattura può essere irregolare e talvolta si scheggia facilmente, ma è quasi sempre approssimativamente cubica.

Vi sono parecchi tipi di carboni bituminosi; essi includono carboni agglomeranti (coking coal) e non agglomeranti:

1) -Carbone agglomerante o carbone da coke

Questo tipo di carbone portato alla temperatura di circa 350°C ha la proprietà di rammollire e si trasforma in una massa pastosa vicino al punto di incipiente decomposizione; in seguito, a temperature più elevate, libera le sue sostanze volatili sotto forma di bolle di gas. Il residuo è costituito da una massa porosa, dura e grigia denominata coke.

Sebbene non vi siano semplici analisi chimiche e fisiche per distinguere i carboni da coke, delle prove possono tuttavia indicare usualmente le loro proprietà cokizzanti. E' stato infatti stabilito che tutti i carboni bituminosi il cui rapporto H/O raggiunge il 59 % o più possiedono le proprietà di fondere e rigonfiarsi, proprietà che sono necessarie per una buona cokificazione. La maggior parte di quelli il cui rapporto H/O è inferiore al 55 % forniscono un coke mediocre, e pochi, il cui rapporto H/O è inferiore al 50 %, forniscono un prodotto accettabile.

E' stato osservato inoltre che la solubilità del carbone in anilina può servire per identificare le proprietà cokizzanti. Alcuni autori hanno dimostrato che il coke del carbone insolubile in anilina è pulverulento, mentre quello del carbone solubile in anilina si agglomera e si rigonfia.

Una semplice prova pratica è quella conosciuta sotto il nome di "prova al mortaio d'agata". Il carbone cokizzante quando è sfregato con un pestello, in un mortaio d'agata, aderisce fortemente alla parete del mortaio, mentre ciò non avviene per il carbone non cokizzante.

2) -Carbone non agglomerante o non cokizzante

Questo tipo di carbone assomiglia a quello per la produzione del coke in tutte le sue caratteristiche apparenti, ma differisce da quest'ultimo nel rapporto H/O e inoltre non aderisce alle pareti del mortaio d'agata, quando è sfregato col pestello.

Brucia senza rammollire, lasciando una massa pulverulenta invece di una massa dura e porosa. Splint coal, Slate coal, Hard coal, sono i nomi in inglese dati alla varietà di carboni non cokizzanti. Il loro colore varia dal nero al nero-grigiastro con aspetto opaco, che contrasta con l'aspetto brillante dello "Cherry coal", che è un altro tipo di carbone non cokizzante.

Di seguito si riporta la composizione dei carboni bituminosi, ottenuta da analisi di campioni provenienti da vari paesi:

Componenti	Variazioni [%]	Valore medio [%]
Carbonio	44,00-85,30	74,00

Idrogeno	1,00-8,80	4,48
Azoto	1,00-9,20	1,30
Ossigeno	0,95-46,90	7,00
Solfo	0,02-10,50	0,80
Umidità	0,04-34,33	2,50
Ceneri	0,28-45,00	10,00
Materie volatili	8,63-64,31	32,00
Carbonio fisso	26,49-80,60	55,00

Il potere calorifico di questo tipo di carboni presenta variazioni da 5800 a 8700 kcal/kg (moist, ash free) con un valore medio di circa 7500 kcal/kg.

Diverse classificazioni di tipo commerciale si basano sul contenuto di materie volatili, che è una caratteristica di determinazione molto più facile e rapida rispetto alla determinazione del contenuto di carbonio e d'idrogeno. In base a tale valore percentuale i vari carboni bituminosi vengono però suddivisi in maniera diversa e con denominazioni differenti nei vari paesi. Si riportano, nella tabella 1.3.1 che segue, tali denominazioni:

Tabella 1.3.1

Italia	Francia	Inghilterra	Germania
Litantraci secchi a lunga fiamma	Houilles flambantes	Splint-coal	Gasflemmkohle Sandkohle
Litantraci grassi a lunga fiamma	Houilles a gas	Cherry-coal	Sandkohle Gaskohle
Litantraci grassi	Houilles de forge	Cocking-coal	Fettkohle
Litantraci grassi a corta fiamma	Houilles a coke	Cocking-steam-coal	Backkohle
Litantraci magri	Houilles a foyer	Steam coal	Magerkohle

Un'ulteriore suddivisione può essere fatta prendendo in considerazione, oltre al contenuto di materie volatili, altri parametri quali potere agglomerante e capacità cokificante.

Sulla base di questi parametri, in Germania, è stata effettuata dal Gruner la classificazione riportata nella tabella 1.3.2 e adottata anche in altri Paesi con denominazioni equivalenti (confronta la tabella 1.3.1) e utilizzata come base di contrattazioni commerciali e per stabilire l'idoneità dei differenti carboni ai vari usi.

Tabella 1.3.2

	M.V. %	C %	H %	O %	PCS kcal/kg	Aspetto del coke
Riferiti al carbone secco senza ceneri (daf)						
Ligniti	> 50	65,0-75,0	6,0-4,0	> 15	6000-7200	Pulverulento
Litantraci secchi a lunga fiamma	> 40	75,0-82,0	6,0-5,8	> 9,8	> 7850	Leggermente agglomerato
Litantraci grassi a lunga fiamma	40-28	82,0-87,5	5,8-5,0	9,8-4,5	7850-8350	Agglomerato, fuso ma molto screpolato
Litantraci grassi	28-19	87,5-89,5	5,0-4,5	4,5-3,2	8350-8450	Fortemente agglomerato, solido
Litantraci grassi a corta fiamma	19-14	89,5-90,5	4,5-4,0	3,2-2,8	8450	Poco agglomerato, fuso
Litantraci magri	10-14	90,5-91,5	4,0-3,75	2,8-2,5	8400-8450	Pulverulento
Antraciti	< 10	> 91,5	< 3,75	< 2,5	8400-8430	Pulverulento

Carboni semibituminosi

Il termine "semibituminoso" è stato adottato per indicare quei carboni contenenti dall'11 al 18 % di materie volatili e per includere quelli che sono stati denominati carboni bituminosi secchi (dry bituminous coal) in opposizione al gruppo di carboni grassi (fat coal), che includono carboni da coke, cherry coal e splint coal.

Questo tipo di carbone può essere cokizzante o non cokizzante. Benché col riscaldamento esso rammollisca e si rigonfi, il coke di questo carbone non sempre si agglomera.

Quantunque il termine semibituminoso sia usato largamente negli USA, esso non sembra piacere molto per il fatto che il prefisso "semi" dà l'idea che esso debba trovarsi al di sotto dei carboni bituminosi nella scala ascendente dei carboni, dalla lignite all'antracite.

Il termine "superbituminoso" forse sarebbe stato più adatto. Gli è stato attribuito anche il nome di carbone da vapore (steam coal), ma tutti questi termini sono scartati negli USA, per i carboni bituminosi a basso contenuto di materie volatili.

Il loro potere calorifico può variare tra le 6500 e le 8500 kcal/kg. L'analisi chimica di questo tipo di carbone è riportata di seguito:

Componenti	Variazioni [%]	Valore medio [%]
Carbonio	51,23-85,54	76,00-82,00
Idrogeno	3,34-5,17	4,00-5,00
Azoto	0,81-1,82	1,00-1,50
Ossigeno	3,38-13,70	4,50-6,50
Solfo	0,44-6,47	0,50-1,20
Umidità	0,78-8,99	2,00-4,00
Ceneri	1,80-34,15	4,00-8,00
Materie volatili	7,40-23,84	11,00-18,00

Semiantracite

Il termine "semiantracite" è stato adottato per indicare quei carboni che sono compresi nel campo delimitato, inferiormente, dai carboni bituminosi e superiormente dall'antracite, e che possiedono in minor grado le proprietà caratteristiche dell'antracite. Infatti, la frattura concoide non è così ben sviluppata come nell'antracite e le fessurazioni sono più numerose, facendo di essi dei carboni friabili.

Questo tipo di carbone si sgretola rapidamente nel fuoco e, a causa della maggiore quantità di sostanze volatili, si accende più rapidamente dell'antracite e quando brucia emette una piccola fiamma giallastra.

A causa di questo rapido consumo, la sua efficienza, per certi scopi, è maggiore di quella dell'antracite. Il potere calorifico si aggira mediamente intorno alle 7000-8000 kcal/kg, mentre il contenuto di materie volatili varia dal 6 % all'11 %.

L'analisi chimica di questo tipo di carbone viene riportata qui di seguito:

Componenti	Variazioni [%]
Carbonio	72,43-80,00
Idrogeno	3,69-4,81
Azoto	0,51-1,45
Ossigeno	5,46-10,02
Umidità	1,96-7,94
Ceneri	4,33-14,50
Materie volatili	6,00-11,00
Carbonio fisso	58,24-82,00

Antracite

In America, questo tipo di carbone, è conosciuto sotto il nome di "Hard coal" e in Scozia come "Culm" o "Stone coal". Esso è caratterizzato da un colore nero brillante con riflessi metallici; inoltre, al contrario dei carboni bituminosi, quando è manipolato non sporca le dita.

Le antraciti sono difficili da accendersi e bruciano con poca o pochissima fiamma (a causa del basso contenuto di materie volatili) di colore bluastro pallido e, per mantenere la combustione, si richiede un forte tiraggio con elevato eccesso d'aria.

L'antracite si rompe con frattura concoide e differisce in questo dai carboni bituminosi i quali si rompono, abitualmente, in frammenti rozzamente prismatici. Quando vi sono numerose e piccole fratture, le superfici fresche mostrano piccole forme arrotondate od ovali dette "occhi di uccello". Il potere calorifico dell'antracite non è tanto elevato quanto quello dei carboni bituminosi di alto rango; esso si aggira intorno alle 8000-8500 kcal/kg sul prodotto "puro" (dry, ash free).

L'antracite, nei confronti degli altri carboni, possiede la massima durezza; essa può variare da 2,75 a 3 nella scala Mohs. La sua massa specifica è compresa tra 1,5 e 1,75 t/m³.

Di seguito viene riportata la composizione media di un'antracite; l'analisi si riferisce al prodotto "puro" (dry, ash free):

Componenti	Variazioni [%]
Carbonio	93,00-97,00
Idrogeno	1,75-4,00
Azoto	0,60-1,25
Ossigeno	1,25-2,75
Solfo	0,50-1,50
Umidità	2,00-4,00
Ceneri	1,50-15,00
Materie volatili	3,50-6,50

Tipi particolari di carboni fossili

Coke naturale o carbonile

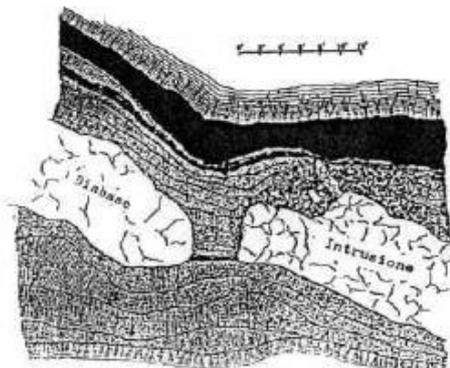
In certi siti in cui le rocce ignee si sono intruse negli strati carboniosi, il carbone è stato trasformato in coke naturale, più o meno somigliante a quello artificiale, ma che differisce da quello principalmente per la quantità di componenti volatili contenuti e per la sua maggiore compattezza. La maggiore quantità di elementi volatili che si riscontra nel coke naturale può essere dovuta alle difficoltà incontrate dal gas per fuoriuscire e a causa della possibile provenienza di gas dagli strati circostanti di carbone, dopo che esso si è raffreddato.

Il coke naturale mostra una tipica struttura colonnare, con la posizione delle colonne normale alla superficie di contatto tra la roccia ignea e il carbone che è stato cokificato.

L'estensione della zona cokificata può variare grandemente: le masse ignee possono essere penetrate negli strati di carbone in vari tempi e perciò può essere stata diversa la quantità di vapori caldi e di gas da esse trasportati. In alcuni casi, i gas possono essere fuoriusciti lungo i piani di stratificazione del deposito carbonifero e avere trasportato il calore a distanza dalla roccia intrusiva.

Le rocce basiche, essendo più fluide di quelle acide, sono spesso capaci di introdursi in fessure molto strette nelle quali le rocce acide, che sono più viscosi, non possono.

Figura 1.3.1-Intrusione di diabasi in uno strato di carbone con formazione di coke naturale



Il coke naturale presenta frattura regolare e un colore dal grigio scuro al nero; la sua tessitura può essere porosa o compatta e il suo aspetto può variare dal grafítico al submetallico.

Si riportano, qui di seguito, alcune analisi chimiche riguardanti rispettivamente un campione di coke naturale, un campione dello strato di carbone adiacente a quello del coke naturale, un campione di coke artificiale.

Carboni	Umidità, %	Ceneri, %	Materie volatili, %	Carbonio fisso, %
Coke naturale	0,32	3,40	20,38	75,90
Carbone rimosso dall'effetto della roccia intrusiva	-	2,10	7,20	90,70
Carbone in contatto con la roccia intrusiva	-	1,80	4,70	93,50
Strato di carbone adiacente al coke naturale	8,10	5,79	40,20	45,91
Coke artificiale	3,28	5,94	1,64	89,14

Carboni sapropelitici

Microscopicamente, i carboni sapropelitici possono differire dai carboni umici, specialmente per la loro mancanza di stratificazione.

Altre caratteristiche particolari sono la tessitura omogenea e la loro notevole resistenza. Essi infatti sono tanto resistenti e tanto tenaci da essere stati utilizzati nella preistoria come materiale per la fabbricazione di bracciali o monili.

I carboni sapropelitici di basso rango sono distinti chimicamente dall'elevato contenuto di idrogeno e dall'alta resa di materie volatili, con corrispondente produzione di gas e di catrame. Questi carboni possono essere suddivisi in "cannel coal" e in "boghead coal", con transizione dall'uno all'altro.

Cannel coal

Il cannel coal è un carbone di colore nero opaco e con frattura concoide. Brucia con fiamma viva e alcuni di questi carboni possono essere accesi con un fiammifero, a causa dell'elevato contenuto di materie volatili. E' proprio per questa ragione che è stato denominato anche "candle coal".

Esso è descritto come carbone bituminoso non cokizzante, ma si trova al limite di quel gruppo speciale i cui componenti sono caratterizzati da un'elevata percentuale di oli e materie volatili. Essendo un carbone sapropelitico esso deriva dalla carbonizzazione in ambiente altamente anaerobico di spore di piante acquatiche o "cannelloid" e piccole particelle di vegetazione. Differisce marcatamente dai carboni ordinari a causa delle sostanze da cui è composto.

Il potere calorifico (daf) di questo tipo di carbone si aggira intorno alle 7800 kcal/kg.

La seguente è la sua composizione:

Componenti	Valori medi [%]
Carbonio	71,98
Idrogeno	6,47
Azoto	1,16
Ossigeno	8,70
Umidità	2,36
Ceneri	10,49
Materie volatili	48,40
Carbonio fisso	38,75

Boghead coal

I carboni denominati "Boghead" sono macroscopicamente molto simili ai "cannel coal", dai quali possono talvolta essere distinti dal loro colore, tendente al bruno con striature scure. Il loro costituente microscopico è l'alginite: sono infatti costituiti principalmente da residui di alghe; possono inoltre avere come contaminanti minerali argillosi e quarzo.

COLTIVAZIONE

Il carbone si forma in depositi di giacitura stratiforme (*coal bed o seam*). In uno stesso bacino carbonifero gli strati possono succedersi in serie numerose, con spessori variabili da pochi cm a più di 30 m, ed estensioni sino a migliaia di km². Occorre quindi raggiungere il giacimento e procedere all'estrazione del carbone attraverso diverse tecniche e per mezzo di diverse tecnologie.

L'estrazione del carbone può avvenire in due modi, a cielo aperto o in sotterraneo. In entrambi i casi la scelta del metodo di coltivazione dipende da fattori quali la morfologia e le caratteristiche geomeccaniche generali, le caratteristiche degli strati produttivi e le formazioni sedimentarie, tra le quali è compreso (*tetto e letto*), e dal campo di sollecitazione.

Il carbone e le formazioni di tetto e letto sono rocce deboli e molto deformabili.

La scelta di operare a cielo aperto quindi con degli scavi a livello superficiale porta alcuni vantaggi legati alla grande produttività, alla maggior sicurezza dei lavoratori ma col grosso svantaggio di produrre un impatto ambientale elevato.

L'adozione della coltivazione a giorno dipende dal rapporto di copertura, cioè dal volume di roccia sterile che deve essere rimosso per l'estrazione di un metro cubo di minerale utile. Tale rapporto può anche essere espresso in metri cubi di copertura su tonnellate di carbone, oppure in metri cubi di copertura per tonnellata di carbone vendibile, cresce all'aumentare della profondità del giacimento e con esso crescono anche i costi di rimozione e movimentazione della copertura sterile. Esiste perciò una profondità limite dello scavo oltre la quale la coltivazione a cielo aperto non risulta più conveniente.

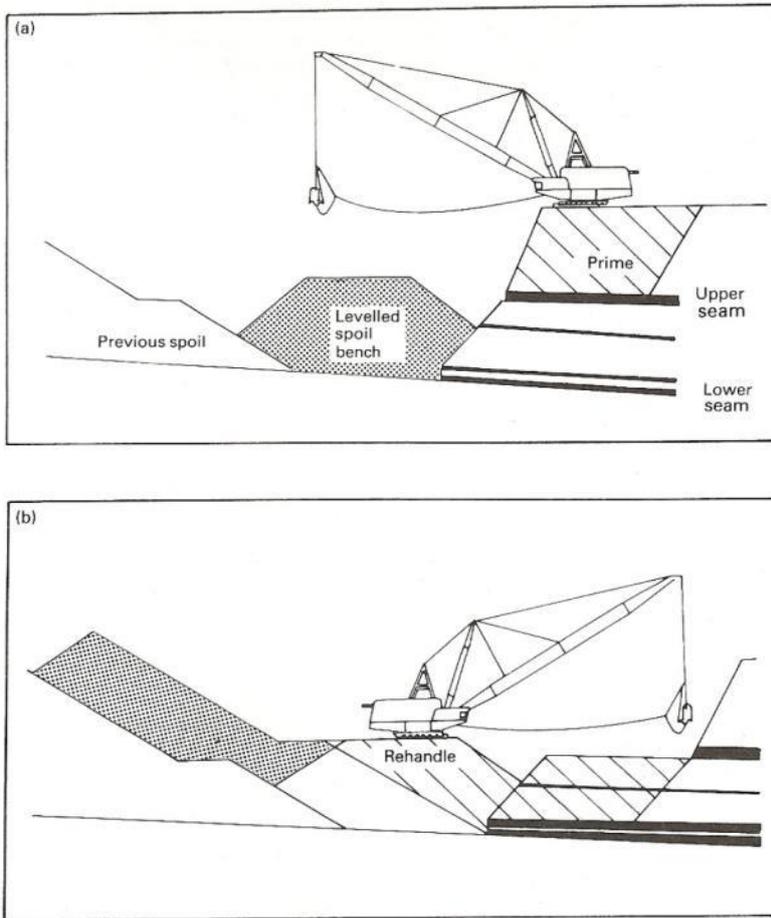
La coltivazione a cielo aperto può essere effettuata secondo tre impostazioni differenti:

- Coltivazione in fossa del carbone con asportazione e messa in discarica dello sterile all'esterno.
- Coltivazione del carbone per sbancamento dello strato sterile di ricoprimento secondo trincee parallele e sua sistemazione nella zona adiacente già coltivata utilizzando grandi escavatori con funzionamento ciclico (impostazione americana in caso di giacimenti con uno o pochi strati molto potenti in aree pianeggianti, *strip mining*).
- Coltivazione per grandi platee multiple sfalsate e sistemazione dello sterile a distanza nella zona già coltivata utilizzando macchine di abbattimento a funzionamento continuo sia per il carbone che per lo sterile (impostazione europea in caso di giacimenti multistrato sottili, *open pit mining*).

La coltivazione del giacimento mediante asportazione di strisce dopo aver sbancato lo sterile di copertura, è il metodo più comune di coltivazione a cielo aperto delle miniere carbonifere. Lo sbancamento è realizzato con macchine di grandi dimensioni quali la *dragline*, escavatore ciclico provvisto di benna manovrata per mezzo di funi.

Asportata la copertura sterile, il giacimento è reso accessibile alla produzione, che generalmente viene realizzata con gruppi di scavo flessibili, la cui scelta dipende da numerosi fattori quali, ad esempio, la durezza della roccia.

Figura 2.1-Strip mining su giacimento multistrato con rimozione della copertura con dragline



I metodi di coltivazione in sottterraneo più comunemente utilizzati per l'estrazione del carbone sono:

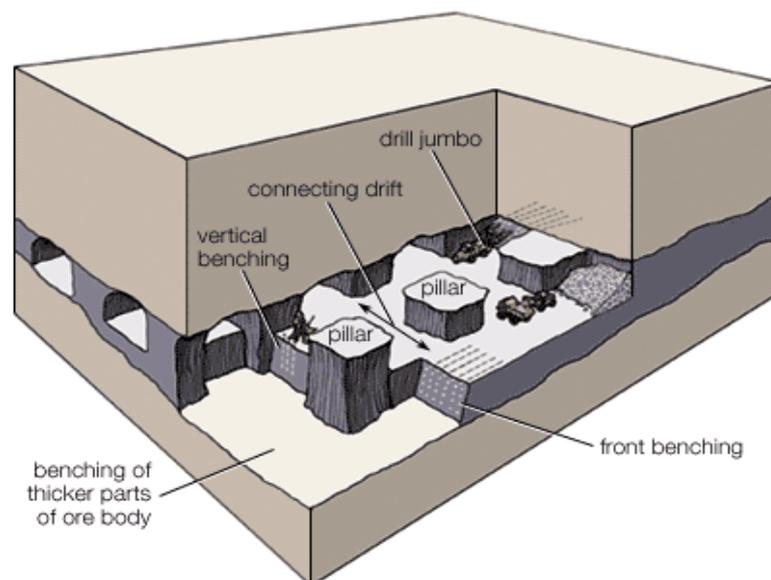
- Per fronti lunghe.
- Per camere e pilastri (senza recupero dei pilastri, oppure con recupero dei pilastri e frana del tetto).

L'accesso al giacimento può avvenire attraverso pozzi e rampe in modo da permettere il passaggio del personale, dei mezzi e del materiale estratto. Le miniere in sottterraneo devono avere almeno due punti di accesso perché uno di questi deve fornire l'aria fresca per il sistema di ventilazione e l'altro serve per far defluire l'aria inquinata.

Il metodo per camere e pilastri consiste nel coltivare il carbone lasciando una serie di pilastri di carbone, allineati a scacchiera, che sostengono il tetto. Se i pilastri, procedendo in ritirata, vengono a loro volta progressivamente recuperati sino a quando il tetto crolla alle spalle, si ha a che fare con il metodo con recupero dei pilastri e frana del tetto.

Le tecnologie di abbattimento sono quelle tradizionali, basate sulla perforazione e sull'impiego di esplosivo o di abbattimento meccanizzato con "*minatore continuo*".

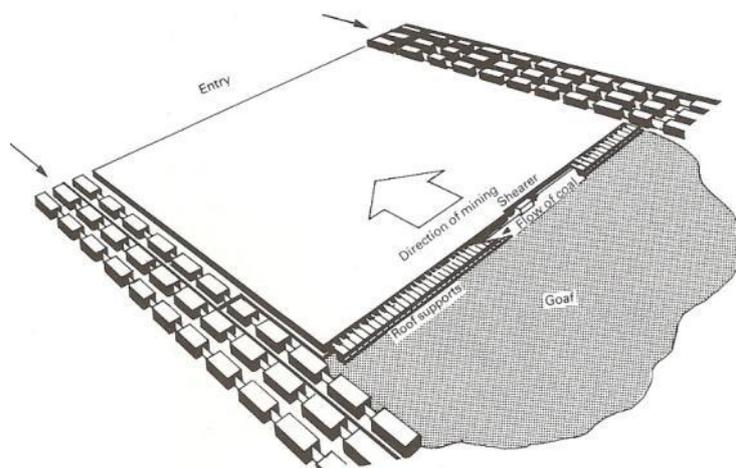
Figura 2.2-Illustrazione del metodo per camere e pilastri



Il metodo di coltivazione per fronte lunga delimita un pannello di carbone tra gallerie parallele (*gallerie di base e di testa*) distanti fra loro da 30 metri a più di 200 metri. Si avanza poi con un fronte che si presenta come un corridoio trasversale, lasciando gradualmente dietro di sé la ripiena (coltivazione per fronte lunga con ripiena) o la frana (coltivazione per fronte lunga con frana).

Fra i metodi di coltivazione in sottterraneo, quello più utilizzato è il metodo per camere e pilastri infatti circa il 70 % della produzione da miniere in sottterraneo è coltivato con questo metodo, mentre poco più del 20 % proviene dall'applicazione del metodo per taglio a fronte lunga.

Figura 2.3-Diagramma schematico che illustra il metodo di coltivazione per fronte lunga



Nel caso di giacimenti carboniferi i cui strati sono caratterizzati da pendenze che superano il 60%, si utilizza il metodo di coltivazione per *gradino rovescio montante con ripiena*. Il metodo consiste nel delimitare pannelli sub-verticali tra una galleria di base ed una galleria di testa mediante coppie di fornelli (uno di getto e uno di passaggio). La coltivazione monta dalla galleria di base e al procedere del gradino viene realizzata la ripiena alla base del cantiere. L'abbattimento è realizzato con mine.

La tabella 2.1 riassume i principali fattori vantaggiosi o meno legati alle due scelte.

Tabella 2.1-Confronto tra vantaggi e svantaggi della coltivazione a cielo aperto e in sotterraneo

COLTIVAZIONE IN SUPERFICIE	COLTIVAZIONE IN SOTTERRANEO
Minima preparazione prima dell'estrazione	É necessario predisporre pozzi o altre strutture operative di supporto
Può essere necessario scavare grandi quantità di materiale di copertura per estrarre il carbone	La maggior parte degli scavi, a parte quelli per arrivare al giacimento e i servizi, sono effettuati in carbone vendibile
É necessario avere uno spazio disponibile per depositare il materiale di copertura	È necessario utilizzare legname, armature d'acciaio e bulloni per il sostegno del tetto
Ampio territorio disturbato dai lavori minerari	Solo l'area intorno ai pit-top è visibilmente disturbata
Più rumore e inquinamento da polveri verso le aree vicine	Subsidenza a causa dei lavori può interessare le installazioni superficiali
Maggiore sicurezza per il personale minerario	É necessario disporre di impianti di ventilazione e di illuminazione
Minore quantità di macchine richieste per alte produzioni di carbone	Unità di produzione individuale poco costose ma ne sono richieste di più per la stessa produzione
Condizioni di lavoro difficili in climi estremi	La temperatura sotterranea aumenta con la profondità
Pericolo di frane negli scavi	Pericolo di cadute del tetto e fuoriuscite di gas
Il costo del recupero ambientale deve essere considerato	La miniera può interagire con corpi d'acqua sotterranei o altre aree sensibili
Massima profondità dei lavori limitata dai costi della rimozione della copertura	Può raggiungere profondità maggiori perché il rapporto copertura-carbone non è critico
La maggior parte del carbone in situ viene recuperata	Viene recuperato meno del 60 % del carbone in situ

IL TRATTAMENTO DEI CARBONI MEDIANTE PROCESSI MINERALURGICI

Introduzione

Diversamente da quello che avviene nella fabbricazione di certi prodotti, chimici o metallurgici, in cui un processo caratteristico fornisce dei risultati ragionevolmente costanti, non vi è un metodo applicabile universalmente per la produzione di "carbone lavato", mediante processi mineralurgici.

Ciò è dovuto alla sostanziale variabilità della composizione chimica e fisica del carbone da giacimento a giacimento e perfino all'interno dello stesso giacimento. Infatti molto spesso le caratteristiche chimiche e fisiche variano, nello stesso giacimento, da zona a zona e da strato a strato.

Perciò un dato processo di trattamento che appare efficace per il carbone di un certo giacimento può non essere appropriato per il carbone proveniente da un altro giacimento, per raggiungere un grado di epurazione paragonabile. Per questa ragione, il particolare processo di epurazione, assunto per il lavaggio del carbone, deve essere scelto per quel particolare tipo di carbone e per i risultati finali, tecnici ed economici che si vogliono ottenere.

Sebbene vi sia una notevole varietà di processi, la tecnologia si basa su relativamente pochi principi fisici di base. Quasi tutte le tecniche fisiche di "lavaggio" che vengono applicate oggi si basano sul peso specifico o sulle caratteristiche di superficie, per effettuare l'epurazione del carbone dai componenti indesiderabili come la ganga e la pirite.

La maggior parte dei processi gravimetrici, e tutti quelli che si basano sulle caratteristiche di superficie, sono generalmente ad umido. Per i processi ad umido che si basano sul peso specifico il mezzo di separazione è l'acqua, da sola oppure addizionata con opportune sostanze, come per esempio la magnetite, in modo da ottenere una sospensione avente una densità leggermente superiore a quella del carbone.

Negli impianti di preparazione dei carboni, queste tecniche fisiche di separazione sono applicate, da sole o in combinazione, al fine di ottenere, in modo economico, un prodotto soddisfacente, date certe caratteristiche chimiche e fisiche del grezzo.

Per determinare le caratteristiche chimiche e fisiche del grezzo, necessarie per individuare quale metodo di trattamento adottare, è indispensabile avere un campione rappresentativo del grezzo di partenza.

L'importanza di questo campione non può non essere messa in giusto rilievo dal momento che esso costituisce la base per la scelta del processo da adottare e quindi della scelta relativa all'impiantistica.

Normalmente viene effettuata un'analisi granulometrica del campione di grezzo, alle dimensioni granulometriche che dovranno poi essere utilizzate nell'alimentazione dell'impianto. Questa ha una grande importanza in quanto permette di conoscere la percentuale di fini presenti nell'alimentazione, che rappresentano un fattore critico per la scelta del metodo di trattamento e dell'impianto di classificazione.

Inoltre, viene eseguito uno studio sulla lavabilità (analisi densimetrica) delle varie classi granulometriche per conoscere la densità di separazione a cui si deve operare al fine di separare il carbone dai costituenti non desiderabili (sterili e pirite) a varie densità.

L'elaborazione di questi dati permette al progettista dell'impianto di mettere a fuoco i punti critici della separazione e determinare quindi la via migliore da seguire per ottenere i risultati desiderati.

In molti casi, l'obiettivo principale del processo è quello della riduzione della percentuale di sterili contenuti nel grezzo; tuttavia, oggi, poiché le norme sulla salvaguardia ambientale stanno

diventando più stringenti, è diventata di primaria importanza l'ottimizzazione dei processi volti alla riduzione del contenuto di zolfo.

Spesso, il materiale su cui si effettuano queste analisi dettagliate è ottenuto da "carote", che sono raramente rappresentative del grezzo così come viene estratto dalla miniera. Ciò accade in quanto viene prelevato un numero spesso insufficiente di campioni e inoltre le diverse tipologie di coltivazioni minerarie influenzano direttamente la quantità di sterili e di prodotti fini. Questa fase può risultare molto costosa e comportare modifiche sostanziali dell'impianto, al fine di raggiungere le prestazioni richieste. Per questa ragione devono essere eseguite più estese e precise campionature, in modo tale da simulare gli effetti del recupero tecnico minerario.

Generalità sugli impianti di trattamento dei carboni

Un impianto mineralurgico per l'epurazione dei carboni è costituito dall'impianto di trattamento (laveria) e da ogni altra attrezzatura e apparecchiatura ad esso collegata. Questi elementi aggiuntivi includono le aree di stoccaggio del grezzo e del prodotto lavato, le attrezzature per il riciclo e la chiarificazione delle acque (addensatori e dighe), nastri trasportatori, veicoli per il trasporto del carbone e degli sterili, sistemi di campionamento, attrezzature per il caricamento e l'essiccamento dei prodotti.

Normalmente, è desiderabile costruire l'impianto in modo che risulti il più compatto possibile, sia per l'attività mineraria che per i trasporti. In questo modo si eliminano molte delle spese iniziali e i lunghi periodi di permanenza del carbone sui nastri trasportatori, o su altri mezzi di trasporto, prima di farlo giungere all'impianto di trattamento. Ciò tuttavia non è sempre possibile a causa della mancanza di un'area adeguata, dei servizi necessari, o a causa dell'inadatta morfologia del terreno.

La scelta del luogo in cui situare l'impianto di trattamento deve perciò essere fatta sulla base della realizzazione pratica ed economica di una data situazione. Una volta scelto il luogo favorevole, la disposizione del complesso sarà funzione della capacità di trattamento e dei metodi prescelti per l'epurazione.

Indipendentemente dai metodi di trattamento, la maggior parte degli impianti sono costruiti con strutture reticolari di acciaio, che possono superare i 30 metri di altezza. Questo tipo di costruzione, molto resistente, è necessaria per sopportare le apparecchiature vibranti e le altre pesanti attrezzature, in aggiunta al peso dovuto al flusso di materiale. Alcuni impianti possono avere più di 12 livelli, in modo da consentire che le macchine di trattamento possano essere disposte sequenzialmente, su vari piani, per poter sfruttare al massimo la gravità.

Oltre alla riduzione del costo iniziale dell'impianto, questa conformazione consente di avere minori costi di esercizio e di manutenzione, limitando l'impiego di pompe e di condutture.

Sebbene la sola costruzione di un grande complesso di trattamento possa essere, con le attuali tecniche, portata a termine in un anno, sono necessari almeno tre anni per realizzare completamente l'impianto.

La maggior parte di questo tempo aggiuntivo viene impiegata infatti per il disbrigo e l'approvazione delle pratiche relative. Ciò costituisce un reale problema per l'organizzazione del futuro impianto, in termini di ottenimento dei finanziamenti e per fare altre commesse. Mentre si compie questo lungo iter, i costi normalmente aumentano e le previsioni di spesa per l'impianto devono essere rivalutate.

Un altro fattore che deve essere considerato, e che può influenzare il periodo di costruzione, è il termine di consegna di alcune parti dell'impianto. Molte apparecchiature essenziali, quali per esempio i nastri trasportatori, hanno un periodo di consegna maggiore di un anno.

E' di norma stabilire la costruzione dell'impianto sotto un unico contratto. Sebbene il principale appaltatore sia il responsabile per la consegna "chiavi in mano", molti subappaltatori possono essere coinvolti a causa delle specialità richieste.

Tutti i maggiori impianti, attualmente in esercizio, sono comandati da una centrale di controllo, mediante l'impiego di sofisticate apparecchiature elettroniche. Questo permette, a un singolo operatore, di controllare il funzionamento di un impianto che può trattare 1500, o più, tonnellate al giorno di carbone. Mediante un pannello di controllo, l'operatore può osservare se ciascuna apparecchiatura sia funzionante o meno. Qualora si dovesse verificare un problema all'interno dell'impianto, tutte le apparecchiature possono essere bloccate automaticamente, impedendo così danni ben più gravi.

I principali processi di trattamento

Sebbene l'impianto di trattamento debba essere considerato come un complesso unitario di funzionamento, si sono volute tenere separate le principali sezioni, che riguardano direttamente il processo mineralurgico, per darne una loro dettagliata descrizione individuale.

La maggior parte di queste sezioni si trova all'interno dell'impianto; tuttavia, sezioni come la frantumazione e la vagliatura primaria (scalping), svolgono un'importante funzione di trattamento all'esterno dell'impianto di trattamento.

Ciascuna categoria di apparecchiature esplica una funzione particolare, che assume un grado di importanza variabile a seconda del grezzo e del processo di trattamento utilizzato. Prima di considerare queste singole sezioni è necessario un breve descrizione dei principali processi di trattamento dei carboni.

Come già detto, la maggior parte dei processi mineralurgici per il trattamento dei carboni utilizza l'acqua come mezzo di separazione. Prima del 1940, quasi tutti i metodi di trattamento erano realizzati basandosi sull'utilizzazione della sola acqua. Da allora, i processi a mezzo denso hanno guadagnato in popolarità, ma non sono tuttavia così largamente utilizzati. Alcune delle apparecchiature più comuni che utilizzano la sola acqua includono i crivelli, le tavole idrauliche e gli idrocycloni.

La tecnica di separazione con acqua, impiegata nelle prime due apparecchiature menzionate, si basa su fenomeni di sedimentazione disturbata. In breve, quando una sospensione costituita da acqua e solido, viene agitata essa si comporta come un fluido di elevata densità, con ciascuna particella solida che tende a comportarsi in modo indipendente da tutte le altre particelle. Perciò quando ogni singola particella inizia a sedimentare, essa sedimenta in un mezzo che ha effettivamente una densità maggiore di quella dell'acqua.

L'obiettivo dei processi mineralurgici, che impiegano questa tecnica, è quello di simulare una densità prossima a quella necessaria per realizzare la separazione desiderata del carbone dalle impurità che lo accompagnano. Come in tutti i sistemi di trattamento, vi sono punti di forza o punti di debolezza che possono rendere il processo più o meno vantaggioso a seconda delle condizioni.

I vantaggi del trattamento con la sola acqua sono:

1. - Costi inferiori di investimento e di funzionamento rispetto a un processo con mezzo denso della stessa capacità.
2. -L'efficacia della separazione può avvicinarsi a quella che si raggiunge con un processo a mezzo denso, quando la frazione di materiale di densità molto prossima alla densità di taglio è del 10 % o meno.

Nel caso invece in cui vi sia una frazione abbastanza notevole di materiale che ha una densità molto prossima alla densità di taglio, deve aversi molta cura nell'applicazione di questa tecnica, in modo da non scartare troppo carbone, che potrebbe invece essere recuperato mediante altri processi.

Normalmente, per effettuare un'epurazione del carbone dagli sterili, mediante l'uso dei mezzi densi, si utilizza una sospensione costituita da acqua e magnetite. Variando la proporzione tra questi due elementi si può ottenere una sospensione avente una densità vicina alla densità di taglio desiderata, la quale è stata precedentemente determinata in laboratorio mediante un'analisi con i liquidi pesanti.

Sebbene piuttosto cara, la magnetite presenta caratteristiche superiori ad ogni altro materiale utilizzato per questo scopo (galena, ferrosilicio).

Gli impianti basati su questo processo di separazione, sono costituiti da separatori a mezzo denso di vario tipo e da cicloni. Come sarà detto più avanti, questi impianti possono assumere varie configurazioni a seconda della capacità di trattamento e del tipo di grezzo che si deve trattare.

Generalmente questi impianti risultano più costosi sia per l'installazione che per il funzionamento, di quelli che utilizzano la sola acqua come mezzo di separazione. Il maggiore costo d'investimento è da attribuire principalmente alle apparecchiature aggiuntive e a quelle relative al pompaggio, controllo e ricupero della magnetite. I costi di esercizio sono maggiori a causa della maggiore complessità dell'impianto e a causa delle perdite di magnetite, che possono superare i 400 grammi per tonnellata di prodotto lavato.

Nel processo a mezzo denso è necessaria inoltre un'accurata classificazione dell'alimentazione allo scopo di rendere minima la presenza di fini. Tale granulometria, infatti, si separa meno efficacemente e tende ad aumentare il consumo di magnetite contaminando il mezzo denso.

Nonostante i costi più elevati e alcune limitazioni nelle prestazioni, l'impianto a mezzo denso può fornire una soluzione più economica almeno per il trattamento di certi tipi di carbone. Dal momento che la precisione della separazione può essere controllata con maggiore precisione che nei processi che utilizzano la sola acqua, tali impianti possono lavorare ancora bene in presenza di una elevata quantità (anche >25 %) di materiale avente una densità prossima a quella scelta per la separazione. Questo significa che quando sono applicati ad una alimentazione accuratamente classificata, sono capaci di avvicinarsi ai limiti teorici della separazione effettuata con i liquidi pesanti.

L'ultimo, e più importante, ad essere applicato è stato il processo di flottazione. Esso si basa sulle proprietà chimiche e fisiche superficiali del carbone per ottenere una separazione tra questo ultimo e le materie minerali che l'accompagnano. Il maggior vantaggio che presenta questo metodo di epurazione è quello di poter trattare granulometrie molto fini.

La separazione tra il carbone e i materiali di ganga viene effettuata condizionando, con agenti schiumatori e collettori, una torbida costituita da acqua e dal grezzo carbonifero; facendo attraversare questa torbida da un flusso d'aria, sotto forma di bolle, le particelle di carbone aderiscono alle bolle e salgono alla superficie formando una schiuma carica di materiale che viene raccolta, mentre gli sterili restano sul fondo della cella di flottazione. Il processo si dimostra particolarmente efficace quando vengono trattati carboni di alto rango come antraciti e carboni bituminosi.

Condizione essenziale perché i carboni possano essere flottati efficacemente è che le superfici delle particelle non siano ossidate.

Nella pratica corrente, la maggior parte degli impianti di trattamento utilizza sia i processi con la sola acqua sia i processi a mezzo denso. In entrambi i casi, la flottazione può essere usata

per il trattamento delle granulometrie fini, $-600\ \mu\text{m}$ o $-150\ \mu\text{m}$ (-28 mesh o -100 mesh), a seconda delle particolari caratteristiche del grezzo carbonifero.

Questo tuttavia non vuole dire che i processi di trattamento con la sola acqua e con mezzi densi non possano essere applicati nello stesso circuito di trattamento del carbone. Per esempio, i cicloni idraulici possono essere usati comunemente come sgrassatori e fornire all'over un prodotto di bassa densità e quindi l'ottenimento di un carbone lavato; il prodotto recuperato all'under viene quindi ritrattato con cicloni a mezzo denso, con una densità di separazione alquanto più alta. Infine le frazioni di più fini dimensioni possono essere trattate con idrocicloni supplementari, tavole idrauliche e/o flottazione, che sono i processi più adatti anche dal punto di vista economico per ottenere il prodotto desiderato.

Combinando questi processi, alcune delle più costose unità a mezzo denso possono perciò essere eliminate con la sostituzione di un circuito di trattamento a costi più contenuti.

3.2 Prove meccaniche sui carboni

Norma ASTM D409-Determinazione della macinabilità

La macinabilità è un indice della relativa facilità con cui un carbone può essere ridotto a fini e finissime dimensioni, nei confronti di altri carboni assunti come standard.

In questo metodo standardizzato, un campione di carbone opportunamente preparato viene sottoposto ad una definita quantità di energia di macinazione, in un piccolo apparecchio. La variazione della granulometria delle particelle è determinata mediante vagliatura. Il valore ottenuto mediante questa determinazione viene denominato "Indice di Hardgrove".

Oltre ad una bilancia di precisione e ad una macchina per la vagliatura meccanica, sono necessari:

- 1 - La macchina di Hardgrove per la macinazione del campione (figure 3.2.1 e 3.2.2).
- 2 - I campioni standard di riferimento, per la taratura, aventi indice di macinabilità di circa 40, 60, 80, 110.
- 3 - I vagli della serie ASTM, qui sotto indicati:

Vagli	Aperture [mm]
5/8"	16,00
N.4	4,75
N.16	1,18
N.30	0,60
N.200	0,075

Figura 3.2.1-Macchina di Hardgrove

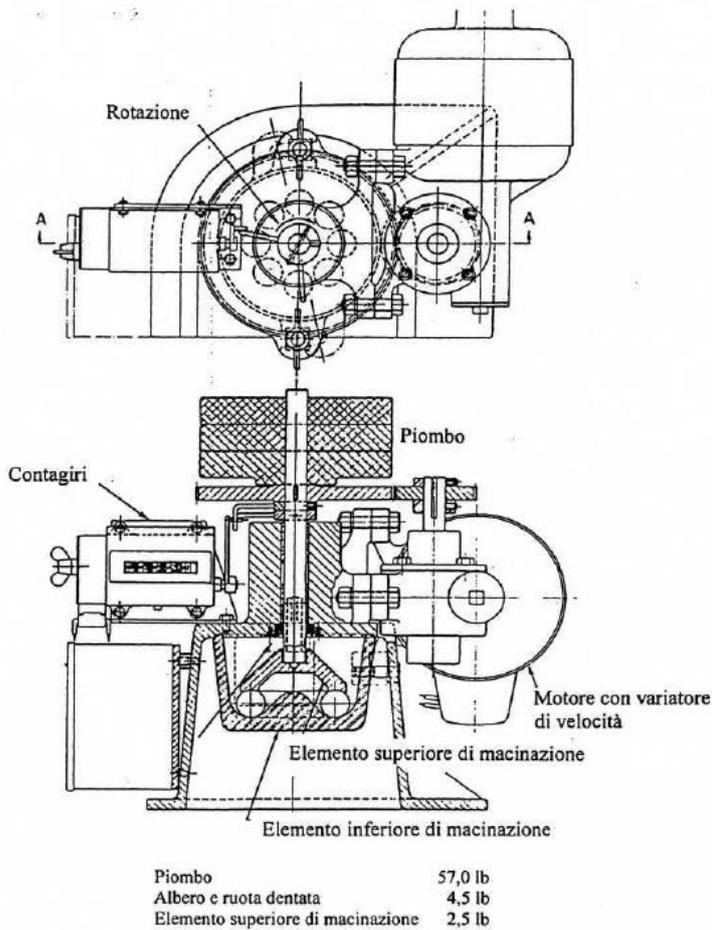
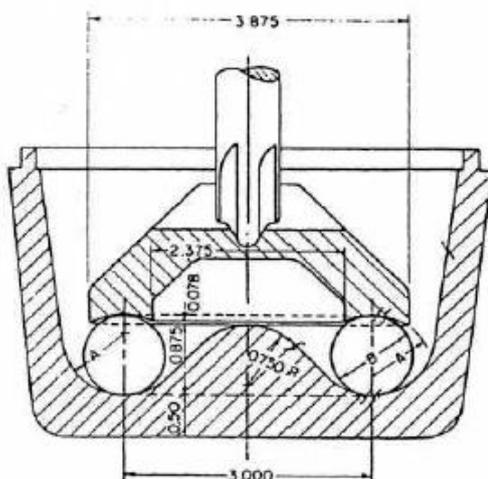


Figura 3.2.2-Vista in sezione degli elementi di macinazione



A = 0,750 ± 0,005 inch
 B = 1,000 ± 0,005 inch

Anche tutte le altre dimensioni
 sono espresse in inch.

Modalità di esecuzione della prova

Un grosso campione di carbone viene macinato in un mulino a dischi e quindi vagliato con un vaglio avente aperture di 4,75 mm (vaglio N.4).

1000 g di questo carbone, ottenuti per successive quartature, vengono lasciati all'aria per 6-12 ore e poi macinati, in un mulino, sotto 1,18 mm (vaglio N.16), in modo tale che presentino una piccola percentuale di passante al vaglio di 0,60 mm (vaglio N.30).

50±0,01 g di campione della classe -1,18+0,60 vengono posti nel contenitore della macchina di Hardgrove, spazzolando l'eventuale materiale che è rimasto sulle pareti di questo. Il contenitore viene quindi posto nella macchina, assicurandosi che il carico, costituito da opportune masse, sia convenientemente applicato all'albero verticale di trascinamento. A questo punto viene messa in moto la macchina la quale si fermerà automaticamente dopo aver compiuto 60±0,25 giri.

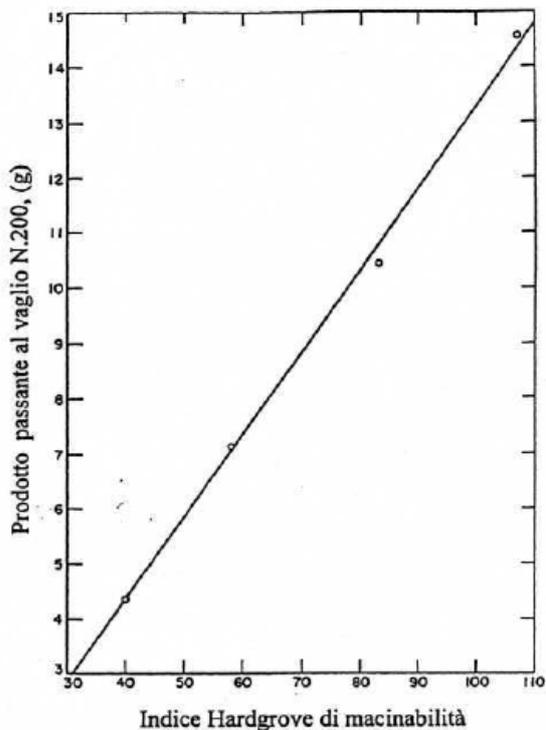
Il contenitore viene rimosso dalla macchina e i fini di carbone vengono spazzolati all'interno del vaglio da 16 mm, situato sopra il vaglio da 0,075 mm munito di contenitore di fondo. Anche le sfere e il materiale che si trova all'interno del contenitore della macchina vengono quindi trasferiti sul primo vaglio della "pila" (vaglio da 16 mm), avendo cura di spazzolare sia le sfere che la tela del vaglio.

Il vaglio da 16 mm viene quindi rimosso e al suo posto viene inserito un coperchio (sul vaglio da 0,075 mm). Questo vaglio, con coperchio e contenitore di fondo, viene posto in una vagliatrice meccanica la quale viene fatta funzionare per 10 minuti. Si spazzolano quindi le polveri aderenti alla rete del vaglio da 0,075 mm entro il recipiente di fondo e si ripetono le operazioni di vagliatura e di spazzolamento per due periodi di 5 minuti ciascuno. I prodotti, passante e trattenuto al vaglio da 0,075 mm, vengono pesati separatamente e la somma dei loro pesi non deve differire più di 0,75 g dal peso originario (50 ± 0,01 g), in caso contrario la prova deve essere ripetuta.

L'indice di macinabilità viene quindi determinato utilizzando un diagramma di taratura costruito nel modo seguente:

La macchina e tutte le apparecchiature devono essere, preventivamente, tarate eseguendo una prova di determinazione dell'indice di Hardgrove utilizzando i quattro campioni standard. Eseguita quindi la prova di macinabilità con i campioni di indice di Hardgrove noto, viene tracciato un diagramma simile a quello riportato nella figura 3.2.3, avente in ordinate i pesi dei prodotti passanti al vaglio N.200 (0,075 mm) e in ascisse gli indici di macinabilità dei quattro campioni standard.

Figura 3.2.3-Diagramma di taratura per la determinazione dell'indice di Hardgrove (HGI)



Il diagramma della figura 3.2.3 è stato costruito servendosi di 4 standard aventi le seguenti caratteristiche:

<u>HGI</u>	<u>Passante al vaglio n.200</u>
40	4,35
58	7,14
83	10,44
107	14,53

Effettuata quindi la prova col campione da sottoporre ad analisi e determinato il peso di prodotto passante al vaglio di aperture pari a 0,075 mm, è facile, servendosi del diagramma sopra citato, determinare l'indice HGI di macinabilità. Tanto maggiore sarà l'indice di Hardgrove determinato, tanto maggiore sarà la macinabilità del campione analizzato.

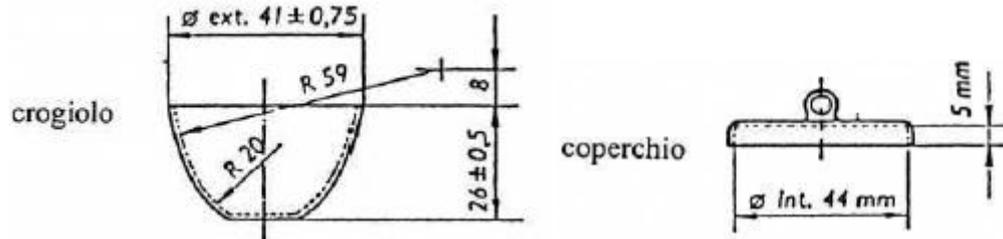
Norma ISO 501 e ASTM D 720-73 - Determinazione dell'indice di rigonfiamento dei carboni

Principio del metodo

Il carbone viene riscaldato, in un crogiolo chiuso, in condizioni standardizzate sino a una temperatura di 828±5°C. Il culaccio di coke ottenuto viene classificato confrontando il suo profili con quelli di una serie tipo. Il numero del profilo che corrisponde meglio a quello del culaccio determina l'indice di rigonfiamento. L'apparecchiatura utilizzata per questa determinazione è costituita da:

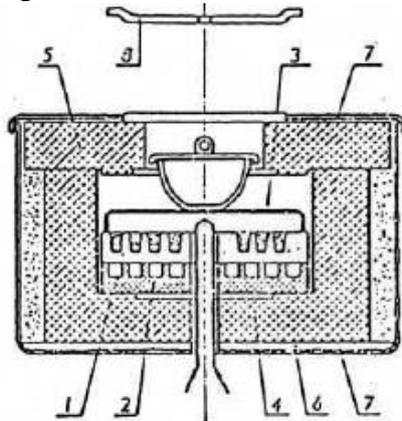
a)-crogiolo di silice traslucida, munito di coperchio, le cui caratteristiche sono riportate nella figura 3.2.4.

Figura 3.2.4-Crogiolo di silice traslucida e relativo coperchio



b) - Forno a riscaldamento elettrico del tipo riportato in figura 3.2.5.

Figura 3.2.5-Forno a riscaldamento elettrico



- 1 – placca di materiale refrattario di circa 88 mm di diametro e 13 di spessore, avente un elemento riscaldante;
- 2 – placca di sostegno;
- 3 – ricoprimento di silice di 1 mm di spessore e diametro di 88 mm (viene utilizzata per sostenere il crogiolo);
- 4 – cilindro in materiale refrattario;
- 5 – coperchio del cilindro in materiale refrattario;
- 6 – foglio di materiale isolante;
- 7 – rivestimento in alluminio;
- 8 – coperchio del forno in materiale refrattario.

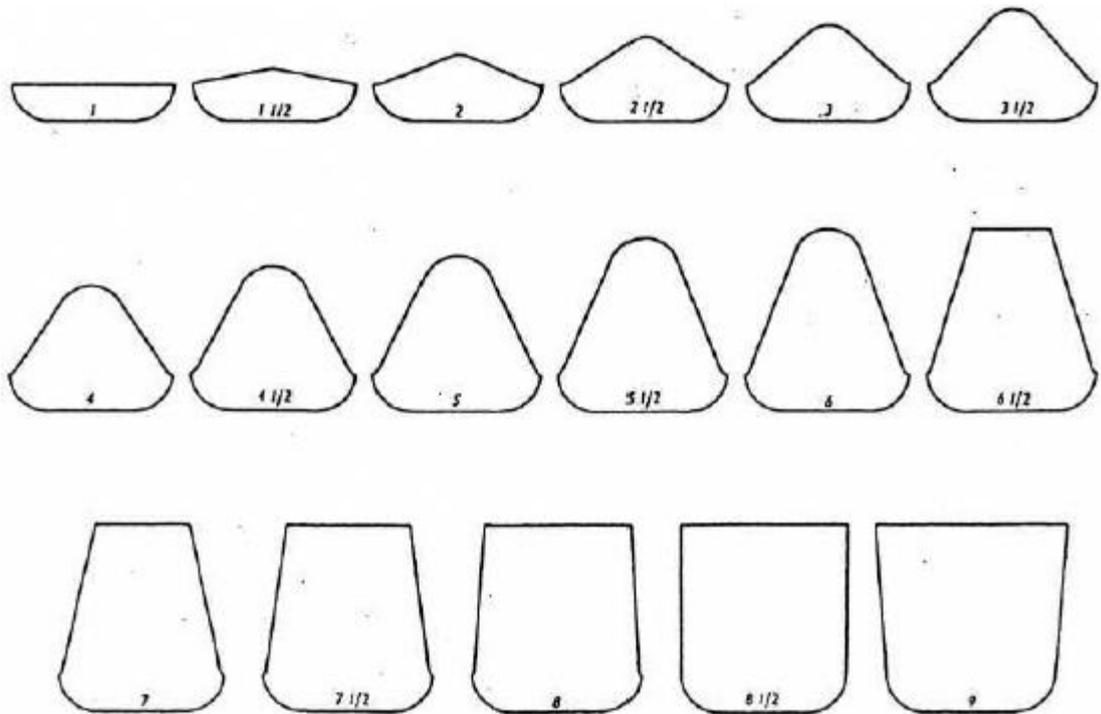
Il forno presenta inoltre una apertura alla sua base per consentire l'alloggiamento di una coppia termoelettrica, in contatto con la parte inferiore del ricoprimento di silice.

Modalità operative

Si pesa, nel crogiolo di silice, 1 g di carbone (macinato fresco sotto 0,2 mm e "secco all'aria"). Il crogiolo munito di coperchio, viene posto nel forno la cui temperatura è stata preventivamente portata a $820 \pm 5^\circ\text{C}$ e lo si lascia sino a quando l'efflusso delle materie volatili è cessato, in tutti i casi almeno due minuti e mezzo. Il crogiolo viene quindi tolto dal forno e, dopo averlo fatto raffreddare, il suo contenuto viene scaricato e osservato attentamente:

- a) Se il residuo non è coerente, cioè a dire la maggior parte è polverizzata, non è necessario alcun esame ulteriore, e questo risultato è indicato con l'indice di rigonfiamento 0.
- b) Se il residuo forma un culaccio coerente di coke ma non si è rigonfiato, lo si pone su una superficie piana e lo si carica con una massa di 500 g. Se il culaccio sopporta questo peso senza rompersi in più di 2 o 3 pezzi è indicato con l'indice di rigonfiamento 1. Se si sbriciola o si disintegra è indicato con indice di rigonfiamento 0,5.
- c) Se invece il culaccio di coke si è rigonfiato, lo si confronta con i profili standardizzati e numerati da 1 a 9 (figura 3.2.6). Il culaccio deve essere ruotato intorno al proprio asse in modo tale che il profilo maggiore sia visibile per potere effettuare il confronto con gli standard.

Figura 3.2.6-Profilo standard e indici di rigonfiamento corrispondenti



Il risultato è espresso dall'indice di rigonfiamento dei profili standard, indicati nella figura 3.2.6, ai quali il profilo del campione analizzato corrisponde più esattamente. Normalmente si eseguono cinque determinazioni, per ciascun campione da analizzare, e si fa la media dei cinque risultati ottenuti.

Espressione dei risultati

L'indice di rigonfiamento viene espresso come segue:

- Indice di rigonfiamento	0	Residuo polverulento
- Indice di rigonfiamento	½	Il culaccio di coke non si rigonfia e si disintegra sotto il peso di 500 g .
- Indice di rigonfiamento	1	Il culaccio di coke non si rigonfia ma sopporta il peso di 500 g, o si rompe semplicemente in 2 o 3 pezzi.
- Indice di rigonfiamento	1 ½ - 9	Numero del profilo della figura 37 al quale il culaccio rigonfiato corrisponde meglio.

Norma ISO R 335 - Determinazione del potere agglomerante dei carboni

La prova Roga, che costituiva uno dei parametri utilizzati dalla Comunità Economica Europea (CEE) per la classificazione dei carboni a seconda del loro tipo, ha lo scopo di determinare il potere agglomerante dei carboni in condizioni standard.

Il potere agglomerante dei carboni è determinato dalla resistenza meccanica del coke, ottenuto mediante carbonizzazione in crogiolo, in condizioni standard, di una mescolanza intima di 1 g di carbone e 5 g di antracite normalizzata (Antracite numero di riferimento 100A della CEE, avente un tenore in ceneri, sul secco, inferiore al 4 % e un indice di materie volatili, sul secco, dal 5 al 6,5 %; l'antracite è sottoposta, prima dell'impiego, ad una accurata vagliatura utilizzando i vagli da 0,3 e 0,4 mm; la frazione passante al vaglio da 0,4 mm e trattenuta al vaglio da 0,3 mm è quella utilizzata per la prova). Il coke viene poi sottoposto ad una prova al tamburo in modo rigorosamente prescritto, e l'indice Roga è calcolato in base ai risultati ottenuti.

Apparecchiatura utilizzata

1-Crogiolo di porcellana, munito di coperchio avente le seguenti caratteristiche:

- diametro esterno della parte superiore	40 ± 1,5 mm
- diametro esterno della parte inferiore	20 ± 1,5 mm
- altezza esterna	40 ± 1,5 mm
- spessore della parete	2mm

- 2 - Dispositivo per comprimere la miscela di carbone e di antracite normalizzata con una massa di 6 kg (figura 3.2.7).
- 3 - Forno elettrico.
- 4 - Massa di acciaio temprato da 110 o 115 g, le cui dimensioni sono: $\phi=31$ mm; h=21 mm. Al centro della massa vi è un foro filettato nel quale può essere avvitata una barra, in modo da poter sollevare la massa stessa dal crogiolo.
- 5 - Tamburo, il cui diametro interno è di 200 mm e la cui profondità è di 70 mm (figura 3.2.8). Alle pareti del tamburo, che sono perfettamente lisce, sono saldate simmetricamente due palette di acciaio 70x30 mm. Il tamburo è chiuso da un coperchio con guarnizione di caoutchouc ed è munito di una parte filettata che consente il suo collegamento con l'albero orizzontale di una macchina. La sua velocità di rotazione deve essere di 50 ± 2 giri/min.

Figura 3.2.7-Pressa per comprimere la miscela carbone-antracite

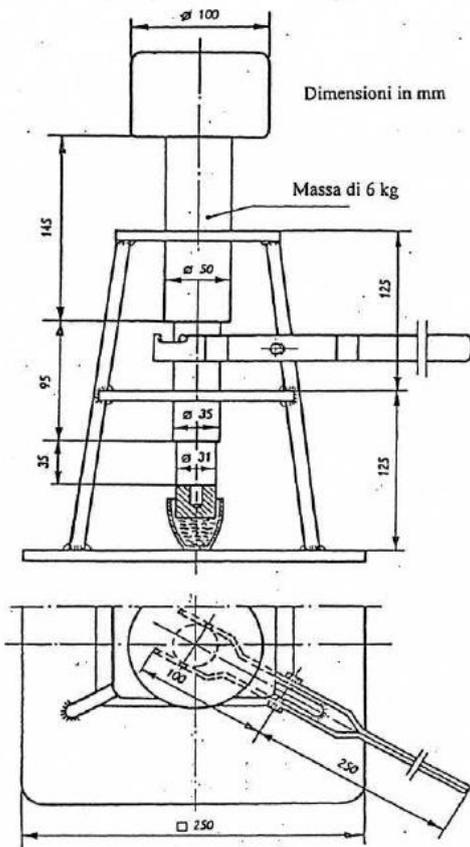
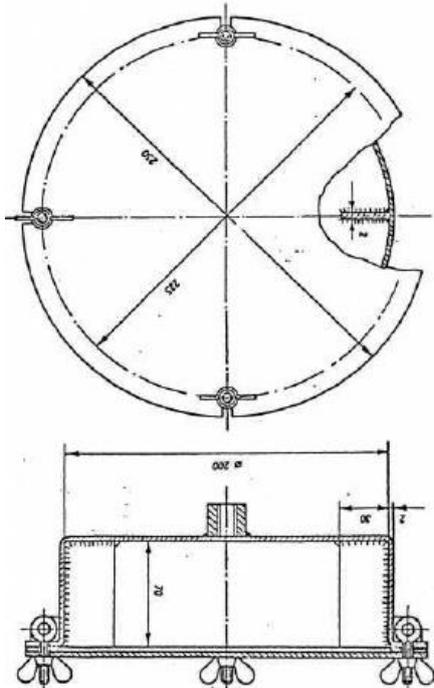


Figura 3.2.8-Tamburo per la prova di abrasione



Modalità operative

Si introducono in un crogiolo, preventivamente tarato, 1 g del campione di carbone da analizzare e 5 g di antracite normalizzata. Dopo aver mescolato questa miscela per due minuti, mediante un anello di filo metallico, si livella la superficie del campione e vi si pone sopra la massa di acciaio. Si comprime l'insieme per almeno 30 secondi con una massa di 6 kg. Si ritira quindi il crogiolo da sotto la pressa, lasciando però all'interno del crogiolo la massa di acciaio. Si porta quindi il crogiolo nel forno, preventivamente riscaldato a 850 ± 10 °C, e lo si lascia per 15 minuti. Il crogiolo viene quindi estratto dal forno e lasciato raffreddare per circa 45 minuti su una lastra di rame.

Dopo raffreddamento si toglie la massa metallica dal crogiolo, servendosi della barra filettata, spazzolando le particelle che eventualmente vi sono rimaste attaccate. Si pesa quindi il crogiolo e si determina il peso del suo contenuto.

Si prosegue quindi l'operazione nel seguente modo:

1 - Il contenuto del crogiolo si mette in un vaglio a forma di colino, con aperture da 1 mm, e lo si vaglia con precauzione. Il sopravaglio viene nuovamente rimesso nel crogiolo e lo si pesa. Indichiamo con a questo peso.

2-Il prodotto pesato viene posto nel tamburo il quale viene fatto ruotare per 5 minuti alla velocità di 50 ± 2 giri/min.

3-Il prodotto, estratto dal tamburo, viene nuovamente vagliato e il sopravaglio viene pesato; sia b il nuovo peso del trattenuto.

4 -Si rimette il coke nel tamburo, ancora una volta, e si ripete la prova di abrasione; si vaglia e si pesa il prodotto ottenuto. Sia e il peso del prodotto al sopravaglio.

5 - Si effettua una terza prova di abrasione, nelle stesse condizioni; si vaglia e si pesa l'ultimo rifiuto, sia d il suo peso.

L'indice Roga è dato dalla seguente relazione:

$$IR = \frac{100}{3G} \left(\frac{a+d}{2} + b + c \right)$$

dove:

G = peso totale del coke, dopo carbonizzazione, espresso in g;

a = peso del rifiuto al vaglio, anteriormente alla 1° prova di abrasione, espresso in g ;

b = peso del rifiuto al vaglio, dopo la 1° prova di abrasione, espresso in g;

e = peso del rifiuto al vaglio, dopo la 2° prova di abrasione, espresso in g;

d = peso del rifiuto al vaglio, dopo la 3° prova di abrasione, espresso in g.

L'indice Roga è dato dal numero intero più vicino alla media dei risultati di due prove che non differiscono tra di loro per più di 3 unità, in caso contrario le prove vanno ripetute.

La comminuzione dei carboni

L'attuale richiesta del mercato è quella di avere carboni con dimensioni granulometriche uniformi e non eccessive (massimo 50-200 mm) al contrario di quanto avveniva nel passato allorché gli impianti di trattamento producevano carboni di grossa pezzatura e scartavano le fini granulometrie. Inoltre, è aumentata la richiesta di carboni più "puliti" per cui vi è la necessità di operazioni di comminuzione per consentire agli operatori del settore di far fronte alle

richieste di carboni aventi determinate specifiche granulometriche, e per facilitare i successivi processi di epurazione.

La produzione di granulometrie molto fini, nei processi di frantumazione, è sempre stata considerata non desiderabile, per cui i frantoi sono attualmente progettati per produrre la minore quantità possibile di materiale declassato.

Dato che la maggior quantità di carbone prodotto attualmente è costituita da prodotti "lavati", l'obiettivo principale della frantumazione è quello di ridurre il grezzo proveniente dalla miniera ad una dimensione adatta sia per il trattamento mineralurgico sia per soddisfare certe specifiche imposte dal mercato.

La riduzione di dimensione del materiale viene effettuata dai frantoi i quali esercitano varie azioni come la compressione, l'urto, il taglio e l'attrito. Generalmente un frantoio utilizza, contemporaneamente, più di una delle azioni sopracitate; per esempio, con un frantoio a cilindri viene esercitata, sul materiale, un'azione di taglio oltre a quella principale di compressione.

La comminuzione viene generalmente effettuata utilizzando le macchine in serie, per produrre un materiale di dimensioni sempre minori, sino a quanto è raggiunta la granulometria richiesta. La riduzione granulometrica iniziale viene generalmente effettuata con i frantoi primari.

Questi frantoi sono destinati a ricevere il grezzo proveniente dalla miniera e ridurlo ad una dimensione massima di 50-200 mm.

In testa a questi frantoi viene posta, quasi sempre, una griglia a barre o un vaglio a barrotti per eliminare quella classe granulometrica del grezzo che ha già le dimensioni richieste.

La frantumazione secondaria varia considerevolmente a seconda delle apparecchiature che seguono la frantumazione primaria. Se, per esempio, il materiale è stato sottoposto ad un trattamento di epurazione, i frantoi secondari possono essere utilizzati per ridurre di dimensione la frazione di misti, proveniente dai crivelli o da un separatore a mezzo denso.

I prodotti così ottenuti dovranno poi essere sottoposti ad un ulteriore trattamento.

La frantumazione secondaria può, inoltre, essere utilizzata per ridurre il grezzo proveniente dalla frantumazione primaria o per ridurre di dimensione il prodotto lavato, proveniente dall'impianto di trattamento, al fine di rispettare certe specifiche commerciali.

Macchine di comminuzione

Tra i vari tipi di macchine in commercio, utilizzate per la comminuzione dei carboni, possono essere ricordate le seguenti:

1)-Rotary Breaker

Questo tipo di frantoio viene spesso indicato anche col nome di frantoio Bradford, non è un apparecchio di frantumazione nel senso che normalmente si dà a questo tipo di macchina, ma realizza piuttosto la sua funzione mediante l'impatto che il materiale subisce cadendo dall'alto sul fondo del frantoio. Una migliore comprensione di questo si può avere osservando la figura 3.3.1, in cui viene riportata una sezione del frantoio tipo Bradford, e la figura 3.3.2 nella quale è riportato uno schema più completo di questo tipo di frantoio.

Il Rotary Breaker è costituito essenzialmente da un cilindro rotante, munito di elevatori a mensola, avente l'involucro costituito da una lamiera forata munita di aperture aventi dimensioni pari a quelle del prodotto che si vuole ottenere. Il materiale di alimentazione del frantoio viene preso e portato verso l'alto, dalle mensole di sollevamento poste all'interno del cilindro rotante, e quindi frantumato in seguito alla sua caduta sulla lamiera forata o sullo stesso materiale. Il prodotto frantumato e avente dimensioni inferiori a quelle delle aperture della lamiera cilindrica, passa attraverso questa e viene scaricato dal frantoio per andare ad

alimentare la sezione di trattamento. La ganga e gli altri materiali che non si frantumano, a dimensioni inferiori a quelle delle luci della lamiera, si muovono all'interno del frantoio finché sono scaricati da un lato del frantoio.

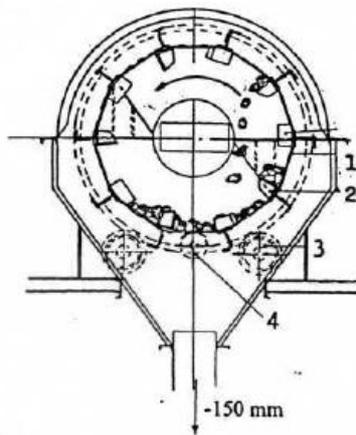
Nella figura 3.3.3 viene riportato lo schema di un impianto di frantumazione con Rotary Breaker.

Questo frantoio è il solo che permette di ottenere un certo grado di arricchimento; infatti, se utilizzato con un certo tipo di grezzo, questo apparecchio può esercitare una efficace azione di epurazione.

I vantaggi che questo tipo di frantoio può offrire sono i seguenti:

- Minima produzione di fini.
- Capacità di rigettare rifiuti grossolani.
- Elevato rapporto capacità di trasporto/potenza impiegata.

Figura 3.3.1-Sezione del frantoio tipo Bradford



- 1-apertura lamiere
- 2-mensola di sollevamento
- 3-rulli di sostegno
- 4 ruota di trascinamento

Figura 3.3.2-Frantoio tipo Bradford

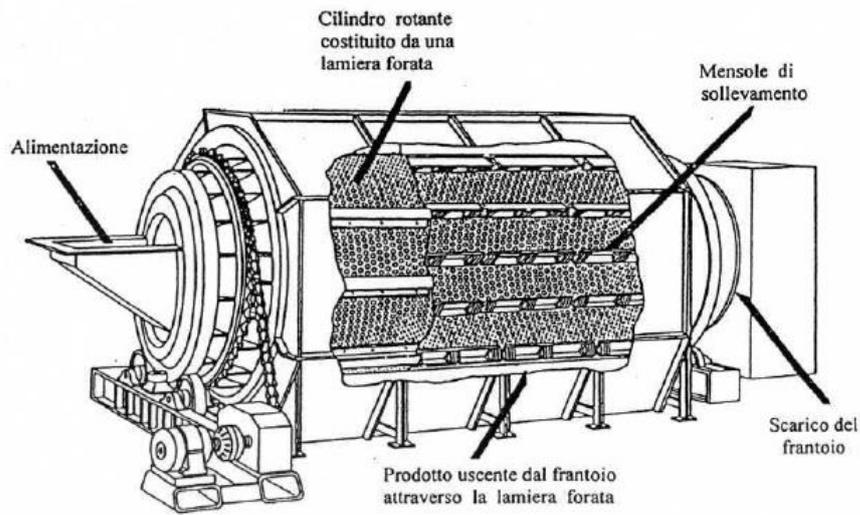
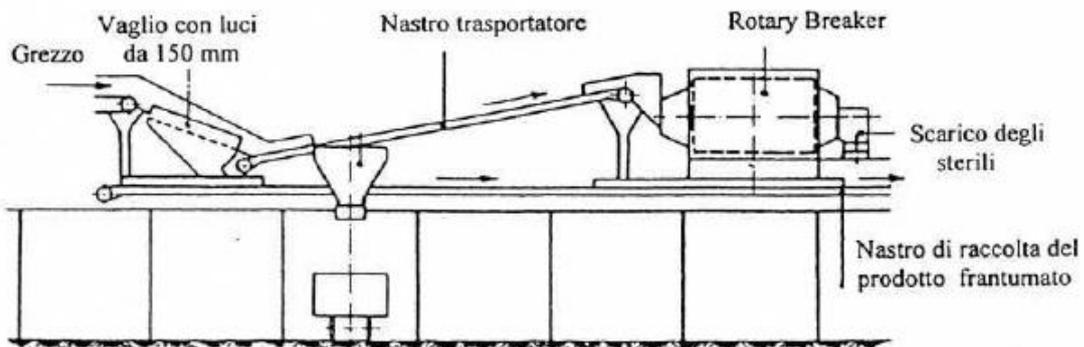


Figura 3.3.3-Schema di un impianto di frantumazione con Rotary Breaker.



Gli svantaggi sono i seguenti:

- La frantumazione è influenzata dall'umidità del materiale.
- Non è adatto per il trattamento delle granulometrie fini.
- Difficoltà di regolare la dimensione del prodotto.

Il Rotary Breaker effettua la sua funzione di frantumazione sfruttando la differenza di durezza esistente tra il carbone e la ganga. Può capitare tuttavia che i carboni che presentano una durezza abbastanza elevata non vengano completamente frantumati, col risultato di ottenere allo scarico del rifiuto una frazione abbastanza ricca di carbone.

La durezza del carbone, come già esposto nel paragrafo precedente, viene espressa dall'indice di macinabilità di Hardgrove; tanto maggiore è questo indice tanto più tenero è il carbone. Per esempio un indice di Hardgrove da 80 a 100 indica un carbone tenero, mentre un indice di Hardgrove da 40 a 60 indica un carbone abbastanza duro.

Come regola generale, si può dire che il Rotary Breaker non può essere impiegato vantaggiosamente con carboni che presentano un indice di Hardgrove molto al di sotto di 50. In questo caso è preferibile utilizzare un diverso tipo di frantoio.

Una formula empirica, per la determinazione della potenza assorbita da un rotary breaker, è quella fornita dal Taggart ed espressa nella forma seguente:

$$P = \frac{d(75 + \pi L)}{44}$$

dove:

P = potenza assorbita, hp

d = diametro del frantoio, ft

L = lunghezza del frantoio, ft

Oltre alla dimensione dell'alimentazione, al contenuto di umidità e alla durezza del carbone, la scelta del Rotary Breaker si basa sulla capacità di trattamento richiesta. La capacità è influenzata dalla quantità di rifiuto contenuto nell'alimentazione e dai limiti richiesti per oversize e l'undersize. La capacità di trattamento può arrivare, per le più grandi unità, anche a 200 t/h.

Nella tabella 3.3.1 sono indicati i valori per la riduzione del grezzo in un prodotto avente le dimensioni di 150x180 mm.

Tabella 3.3.1-Dimensioni e capacità di trattamento del Rotary Breaker

Dimensioni				Capacità t/h	Potenza del motore kW	Tipo di carbone
Diametro ft	mm	Lunghezza ft	mm			
6	1830	8	2440	75 – 150	8	Tenero
7	2130	11	3350	150 – 250	11	Tenero
7	2130	14	4270	175 – 350	11 – 15	Tenero
7	2130	17	5180	250 – 450	15 – 18	Tenero
9	2740	11	3350	175 – 350	18 – 22	Medio
9	2740	14	4270	250 – 450	22 – 30	Medio
9	2740	17	5180	350 – 600	30 – 37	Medio
9	2740	19	5790	450 – 750	37 – 45	Medio
10 ^{1/2}	3200	14	4220	350 – 600	37 – 45	Medio
10 ^{1/2}	3200	17	5180	450 – 750	37 – 55	Medio
10 ^{1/2}	3200	19	5790	700 – 1000	45 – 55	Medio
10 ^{1/2}	3200	22	6710	850 – 1250	55 – 75	Medio
12	3660	14	4270	550 – 850	37 – 45	Duro
12	3660	17	5180	850 – 1250	45 – 55	Duro
12	3660	19	5790	1100 – 1600	55 – 75	Duro
12	3660	22	6710	1400 – 2000	75 – 110	Duro

2)-Frantoio a cilindro unico dentato

Il frantoio a cilindro unico dentato è una delle macchine che viene molto spesso utilizzata per la frantumazione dei carboni, Esso è costituito principalmente da una robusta intelaiatura sulla quale sono montati un cilindro dentato e una piastra fissa, ma regolabile (vedi figure 3.3.4 e 3.3.5)

Figure 3.3.4-Frantoio a cilindro unico dentato

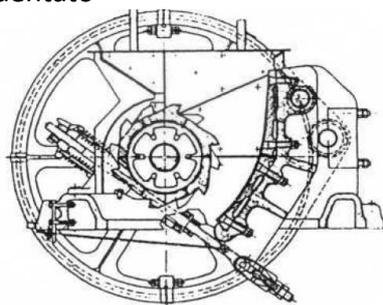
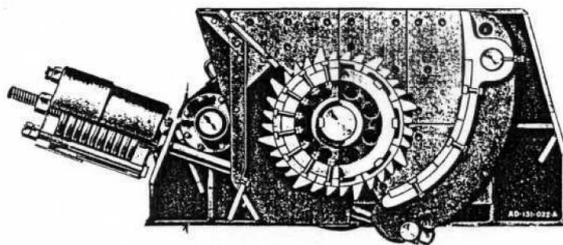


Figura 3.3.5-Frantoio a cilindro unico dentato



I cilindri di questo frantoio sono muniti di denti egualmente spazati sulla superficie del cilindro. Negli spazi esistenti tra i denti lunghi sono inseriti altri denti più corti. I blocchi di carbone vengono afferrati tra il cilindro rotante e la piastra fissa dove i denti più lunghi agiscono da alimentatori e compiono la frantumazione iniziale dei pezzi più grandi, mentre i denti più corti effettuano la riduzione finale. Variazioni del profilo dei denti consentono di adattare il frantoio per alimentazioni particolari. Le variazioni di dimensione del prodotto che si vuole ottenere sono effettuate variando la distanza tra il cilindro dentato e la piastra.

I frantoi di questo tipo sono progettati per operare a basse velocità, in modo da fornire un prodotto abbastanza uniforme e limitare la produzione di fini, che possono essere di detrimento

per un efficiente funzionamento dell'impianto di trattamento. Essi sono inoltre caratterizzati da un basso consumo di energia e hanno la possibilità di trattare alimentazioni umide e collanti con un elevato contenuto di argilla

Lo svantaggio che presentano questi frantoi è dato dal relativamente basso rapporto di riduzione che è circa di 6:1.

Una delle formule empiriche utilizzate per determinare la capacità di trattamento dei frantoi a cilindro unico dentato è la seguente:

$$Q = 189 * F * D * L * S * N * M_v$$

dove:

Q = Capacità di trattamento, t/h

F = Fattore correttivo

D = Diametro del cilindro, m

L = Lunghezza del cilindro, m

S = Regolazione, m

N = Velocità del cilindro, giri/min

M_v = Massa volumica in mucchio, t/m³

I valori del fattore di correzione (F), in funzione del tipo di carbone, sono riportati nella tabella che segue:

Tabella 3.3.2-Fattore di correzione F per i frantoi a cilindro unico dentato

Diametro del Cilindro		F		
inch	mm	Carboni teneri	Carboni medi	Carboni duri
18	460	0,30	0,25	0,20
24	610	0,32	0,27	0,22
26	660	0,36	0,30	0,24
30	760	0,44	0,37	0,30
36	910	0,60	0,50	0,40
48	1220	0,80	0,67	0,54
54	1370	0,90	0,75	0,60

Nella tabella 3.3.3 vengono riportate le capacità di trattamento di questo tipo di frantoio, a seconda del tipo di carbone che deve essere frantumato.

Tabella 3.3.3-Capacità di trattamento dei frantoi a cilindro unico dentato [t/h]

Dimensioni del cilindro D x L	Dimensione max di alimentazione inch	Dimensioni del prodotto, inch								
		1	1 ^{1/2}	2 ^{1/2}	3 ^{3/4}	5	6	7 ^{1/2}	8 ^{1/2}	9 ^{3/4}
Carbone bituminoso										
18" x 18"	8	16	27	65	85	110	-	-	-	-
24" x 36"	14	55	85	160	190	220	260	-	-	-
30" x 45"	20	155	170	300	330	350	425	500	-	-
36" x 45"	22	150	230	380	550	580	625	720	850	1000
Carbone bituminoso mediamente duro										
18" x 18"	10	17	32	75	100	140	-	-	-	-
24" x 36"	16	55	105	190	230	275	325	-	-	-
30" x 45"	22	120	200	350	400	425	500	575	-	-
36" x 45"	24	160	275	420	500	600	720	800	1000	1200
Carbone bituminoso tenero										
18" x 18"	12	22	40	85	115	155	-	-	-	-
24" x 36"	18	75	130	200	250	300	350	-	-	-
30" x 45"	24	145	250	380	450	480	550	625	-	-
36" x 45"	30	195	335	460	550	700	850	950	1100	1300

3-Frantoi con due cilindri

Questo frantoio è costituito, nelle sue parti essenziali, da un corpo robusto e da due cilindri, lisci o dentati, che ruotano in senso contrario, e attraverso i quali viene fatto passare il materiale da frantumare. Normalmente, i cilindri possiedono la stessa velocità periferica, ma esistono anche tipi di frantoi a cilindri nei quali è possibile far ruotare i cilindri con velocità differenti, a seconda del tipo di materiale e del prodotto richiesto.

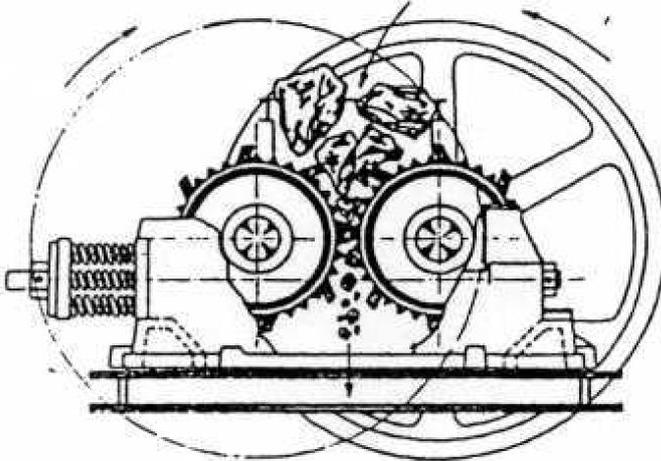
La regolazione della distanza fra i cilindri è un fattore importante; essa può essere effettuata, anche con la macchina funzionante, mediante opportuni dispositivi meccanici. Vi è inoltre un sistema di protezione nel caso in cui un oggetto non frantumabile possa cadere fra i cilindri. Uno dei vantaggi che possiedono queste macchine è la possibilità di fornire un prodotto frantumato con una bassa percentuale di fini.

I frantoi con cilindri dentati vengono utilizzati principalmente per frantumare materiali teneri o mediamente duri, con durezza compresa tra 1 e 1,45 della scala di Mohs. Il rapporto di riduzione è determinato dalle caratteristiche del materiale ed è usualmente di 5:1, sebbene in alcuni casi possa raggiungere il valore di 20:1.

Questo tipo di frantoio è senza dubbio l'apparecchio che fornisce il prodotto frantumato più favorevole per un ulteriore trattamento. Infatti, il prodotto ottenuto contiene pochi "piatti" e la produzione di fini è ridotta al minimo.

Nella figura 3.3.6 è riportata una vista schematica di questo apparecchio.

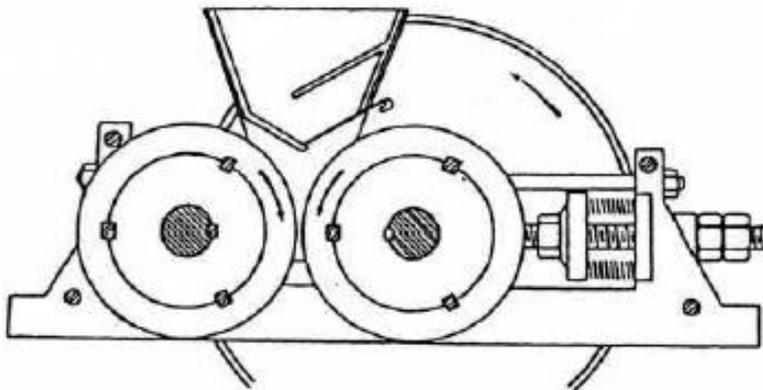
Figura 3.3.6-Frantoio con due cilindri dentati



I frantoi a cilindri lisci sono molto adatti per la frantumazione di materiali la cui durezza, nella scala di Mohs, è compresa tra 1 e 6, e vengono impiegati quando è richiesto un prodotto molto fine. Si può arrivare in questi casi ad ottenere un prodotto avente dimensioni anche inferiori ad 1 mm. Operano, normalmente, con un rapporto di riduzione di 5:1, ma in casi particolari detto rapporto può arrivare a 16:1.

Nella figura 3.3.7 è riportata una vista schematica di un frantoio con due cilindri lisci.

Figura 3.3.7-Frantoio con due cilindri lisci



La regolazione (s), nei frantoi a cilindri dentati, è definita come la distanza esistente tra la testa del dente di un cilindro e la base del dente dell'altro cilindro.

Nei frantoi a cilindri lisci, la regolazione è data dalla distanza esistente tra i due cilindri. La velocità periferica, per questo tipo di frantoi è compresa nel campo tra 2 e 10 m/s.

Dimensioni dei cilindri

Normalmente, i cilindri vengono costruiti con diametri compresi fra 400 e 1200 mm e con lunghezze che vanno da 400 a 1500 mm.

Indicando con:

D = diametro dei cilindri

s = regolazione del frantoio

v = velocità periferica dei cilindri

d_{max} = dimensione massima dell'alimentazione

si hanno due casi:

a)-per un frantoio a cilindri dentati dovrà essere:

$$5d_{\max} < D < 10d_{\max}$$

b)-nel caso di un frantoio a cilindri lisci si potranno verificare tre possibilità:

1- se	$v \leq 3 \text{ m/s}$	dovrà essere:	$25(d_{\max} - s) \leq D \leq 40(d_{\max} - s)$
2 - se	$3 < v \leq 6 \text{ m/s}$	dovrà essere:	$D > 22(d_{\max} - s)$
3 - se	$v > 6 \text{ m/s}$	dovrà essere	$D > 50(d_{\max} - s)$

Capacità di trattamento

La capacità di trattamento, per questi tipi di frantoio, viene espressa dalla seguente relazione:

$$Q = 3600 * L * s * v * \eta$$

dove:

Q = capacità di trattamento, m³/h

L = lunghezza dei cilindri, m

s = regolazione, m

v = velocità periferica, m/s

η = coefficiente di riempimento

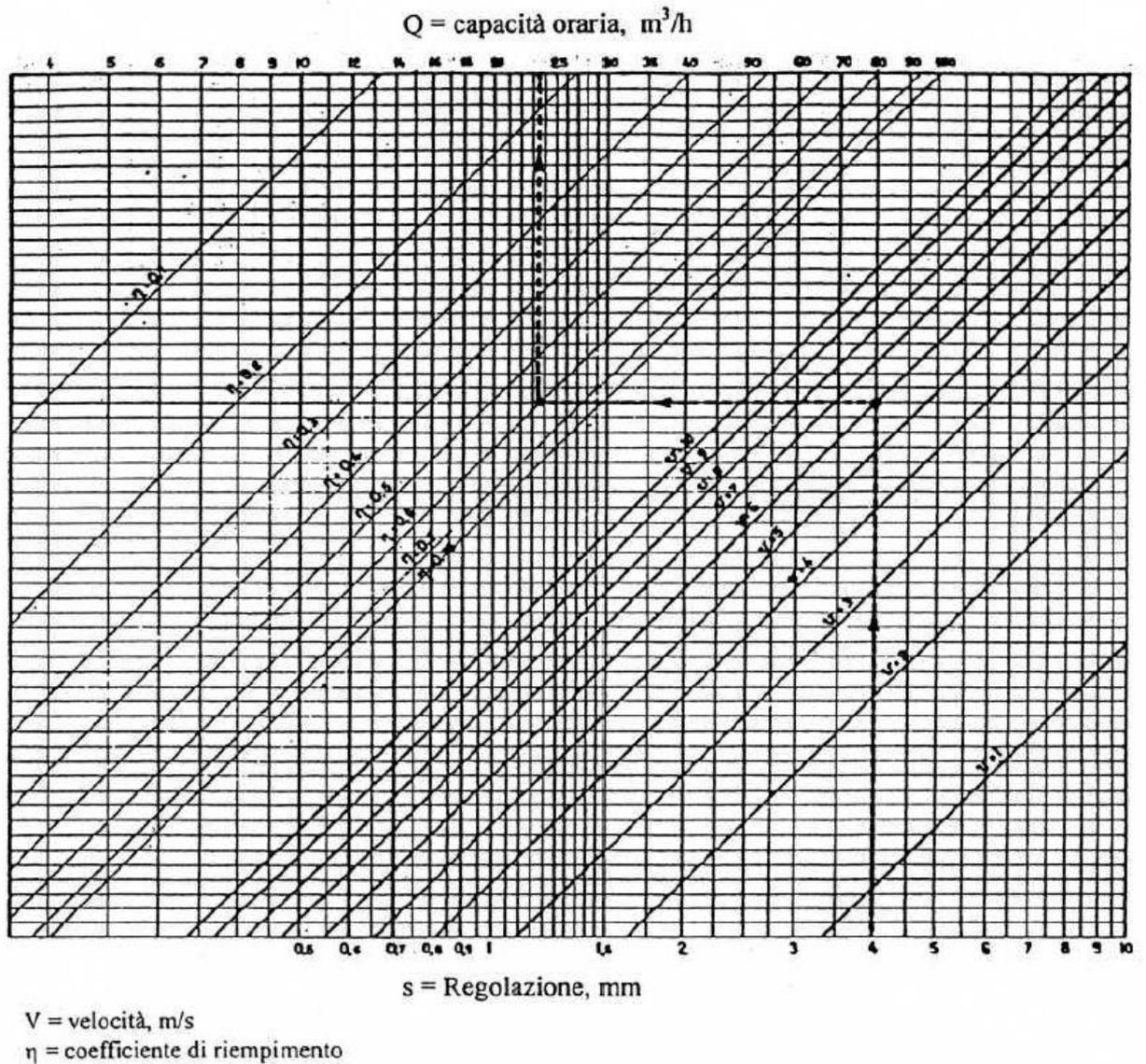
Nella formula precedente il coefficiente η | indica il grado di riempimento. Questo coefficiente è sempre <1 in quanto lo spazio tra i cilindri non è mai completamente riempito dal materiale.

La natura granulare del materiale e lo stesso processo di frantumazione fanno sì che esistano necessariamente delle discontinuità delle quali cui si deve tenere conto.

Normalmente, il coefficiente η varia da 0,25 a 0,75; i valori più elevati si raggiungono con gli scartamenti più ridotti e con una alimentazione regolare e ben distribuita.

La formula di dimensionamento è stata tradotta nel grafico di figura 3.3.8, per un frantoio avente la lunghezza dei cilindri L = 0,450 m. Per ottenere la capacità, in m³/h, per una lunghezza unitaria (1 m) bisognerà dividere il valore di Q, trovato nel diagramma, per 0,450.

Figura 3.3.8-Capacità di trattamento per i frantoi con due cilindri



Nella tabella 3.3.4 sono riportate le capacità ottenibili da un frantoio con due cilindri, a seconda del tipo di carbone da frantumare, e per diverse caratteristiche della macchina.

Nel grafico di figura 3.3.9 è riportato un diagramma che fornisce le dimensioni del prodotto, uscente dal frantoio con due cilindri, in funzione della dimensione del materiale di alimentazione e del rapporto di riduzione $R = D/d$ adottato.

Nelle tabelle 3.3.5 e 3.3.6, sono riportate le analisi granulometriche statistiche dei prodotti che si ottengono con questo tipo di frantoi.

Tabella 3.3.4-Capacità di trattamento dei frantoi con due cilindri [t/h]

Dimensioni del cilindro D x L	Velocità giri/min	Dimensione max di alimentazione inch	Dimensioni del prodotto, inch						
			1 ^{1/4}	2	3	4	5	6	7 ^{1/2}
Carbone bituminoso									
18" x 15"	150	4-8	20	30	35	50	60	-	-
20" x 18"	150	4-10	30	40	50	70	85	-	-
24" x 36"	130	6-16	65	90	115	170	200	270	300
30" x 48"	115	8-20	110	150	190	250	330	400	450
Carbone bituminoso mediamente duro									
18" x 15"	150	4-10	25	35	45	65	70	-	-
20" x 18"	150	4-14	40	50	65	85	100	-	-
24" x 36"	130	6-18	80	115	140	200	260	290	350
30" x 48"	115	8-24	140	185	235	300	390	460	575
Carbone bituminoso tenero									
18" x 15"	150	4-12	30	40	50	70	90	-	-
20" x 18"	150	4-16	50	60	80	100	130	-	-
24" x 36"	130	6-20	100	140	180	220	290	350	450
30" x 48"	115	8-24	115	175	215	280	375	550	700

Figura 3.3.9- Dimensioni del prodotto frantumato, uscente dal frantoio con due cilindri

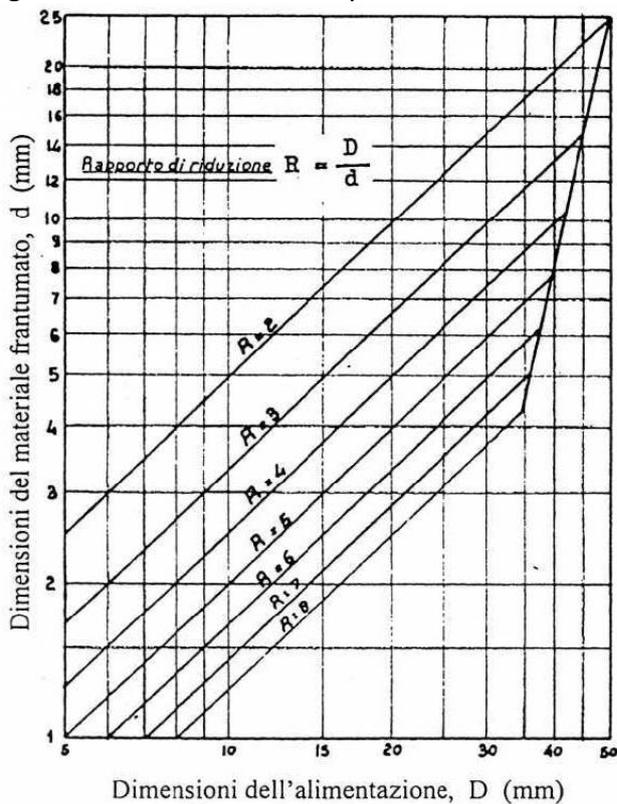


Tabella 3.3.5-Analisi granulometriche di carboni frantumati con frantoi a cilindri, in circuito aperto

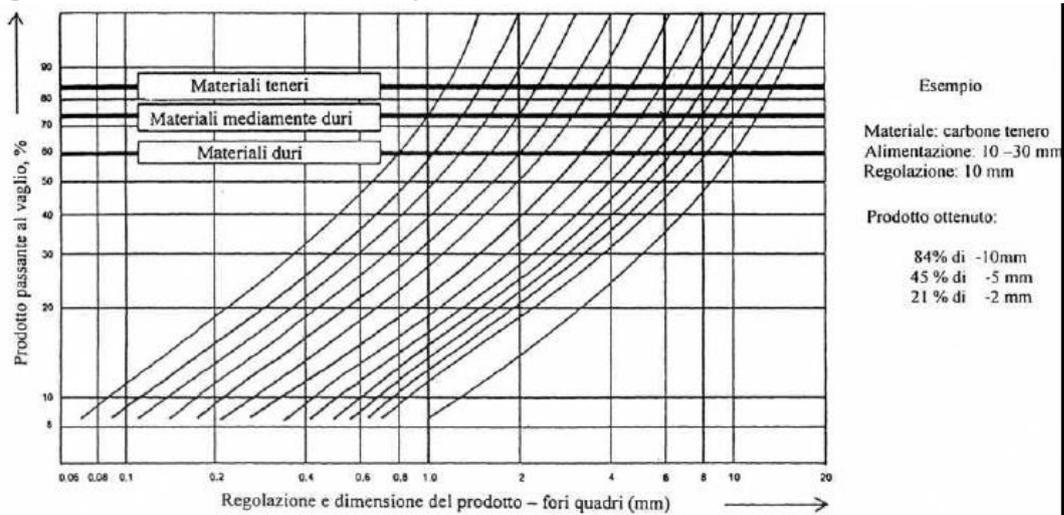
Aperture del vaglio di controllo, mm	Regolazione del frantoio, mm						
	5	6	10	15	20	25	30
30							85
25						85	74
20					85	68	53
15				85	63	42	31
10			85	68	42	28	23
6		85	61	43	25	20	17
5	85	64	41	27	19	16	14
2	35	32,5	21	17	13	11	8,5
1	20	17	13	9,5	7,5	6,5	5,5
0,5	11	9,5	7,5	5,5	4	3,5	3,5
0,3	5	4	3,5	2	2	1	1

Tabella 3.3.6-Analisi granulometriche di carboni frantumati con frantoi a cilindri, in circuito chiuso

Aperture del vaglio di controllo, mm	Regolazione del frantoio, mm						
	5	6	10	15	20	25	30
30							100
25						100	85
20					100	85	69
15				100	80	58	43
10			100	85	58	38	29
6		100	80	56	35	24	20
5	100	85	58	37	23	18	16
2	80	42	27	20	15	13	10,5
1	22	19	15	12	8,5	7,5	6,5
0,5	14	12	8,5	6,5	5,5	4,5	4,5
0,3	9	7,5	5,5	4,5	3,5	3,5	3,5
0,15	5	4,5	3,5	3,5	2,0	2,0	2,0

Il grafico di figura 3.3.10 permette di determinare la granulometria del prodotto frantumato, con un frantoio a cilindri lisci, in funzione della regolazione del frantoio e del tipo di materiale.

Figura 3.3.10-Granulometria del prodotto ottenuto con frantoi a cilindri lisci



4)-Frantoi ad urto

In questo tipo di frantoi la comminuzione avviene a causa degli urti ripetuti che il materiale subisce. Infatti, il materiale alimentato viene colpito dal rotore, munito di masse battenti, ruotanti ad elevata velocità, e proiettato quindi contro le placche di percussione disposte attorno al rotore. La percussione alternata, sulle masse battenti del rotore e sulle placche di percussione, frantuma il materiale. In seguito a queste azioni di urto ha luogo la disgregazione del materiale, secondo il clivaggio naturale dove il materiale è più fragile.

Il frantoio ad urto, in combinazione con un'apparecchiatura di classificazione, consente, di ottenere una frantumazione selettiva in quanto il carbone presenta, generalmente, una resistenza agli urti molto minore di quella della ganga. L'alimentazione del frantoio può essere effettuata con blocchi aventi dimensioni sino a 1000 mm (per i tipi più grandi di frantoio) e ottenere un prodotto avente dimensioni di circa 80 mm.

La velocità periferica delle masse battenti può variare da 20 a 30 m/s.

Nella figura 3.3.11 viene riportata, in modo schematico, la vista in sezione di uno di questi tipi di frantoi costruiti dalla Soc. VEDAG, mentre nella tabella 3.3.7 ne sono riportate le caratteristiche tecniche principali.

Figura 3.3.11-Frantoio ad urto

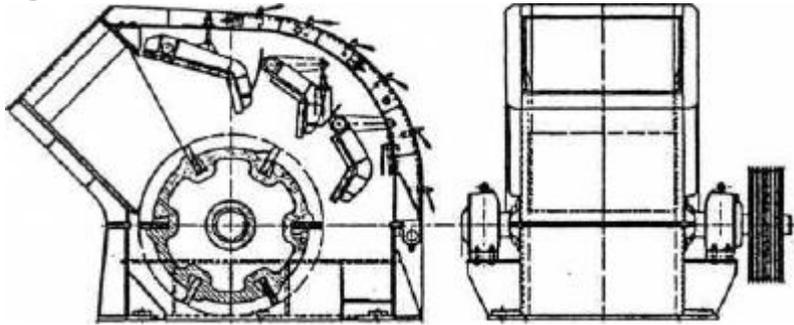


Tabella 3.3.7-Caratteristiche tecniche di un frantoio ad urto

Modello	G2	G3	G4	G6	G7
Diametro del rotore, mm	800	1000	1000	1250	1600
Larghezza del rotore, mm	630	800	1000	1250	1250
Sezione max di alimentazione, mm	350x570	460x770	460x970	800x1220	960x1200
Capacità, t/h	40-70	50-90	60-100	80-160	90-180
Potenza motore, CV	15-35	25-50	30-70	50-120	65-140

Nella figura 3.3.12 è riportata la vista in sezione di un frantoio "Dragon" costruito dalla Società Fives Lille-Cail, mentre, nella tabella 3.3.8 sono riportate alcune delle caratteristiche principali di questo tipo di frantoi.

Figura 3.3.12-Frantoio "Dragon"

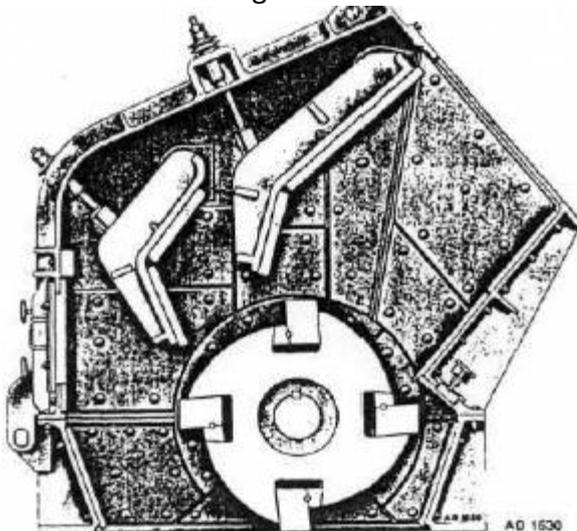


Tabella 3.3.8-Caratteristiche tecniche di un frantoio "Dragon"

Modello	PR 0810	PR 1316	PR 1622	PR2025
Diametro del rotore, mm	800	1250	1600	2000
Larghezza del rotore, mm	1000	1600	2200	2500
Sezione max di alimentazione, mm	1000x500	1600x800	2200x1000	2500x1250
N.° masse battenti	3	4	6	8
Potenza motore, kW	35-75	150-300	220-450	350-600

5)-Mulini a martelli

In questo tipo di frantoi, la frantumazione del prodotto si effettua grazie all'azione dei martelli, collegati in modo articolato ad un rotore. Il rotore ed i martelli ruotano in un carter nel quale lo spazio destinato alla comminazione è limitato da una griglia a barre o da una lamiera forata, attraverso le quali il prodotto abbandona la camera di frantumazione. I martelli articolati, per effetto della forza centrifuga, si dispongono radialmente, e a causa della loro massa mantengono tale posizione durante l'operazione di comminazione e non si spostano che in caso di urti con corpi estranei infrantumabili, come pezzi di ferro o simili. L'elevata velocità periferica dei martelli conferisce loro una forte potenza di percussione, conducendo ad una frantumazione molto spinta del materiale alimentato.

Nella figura 3.3.13 è riportata la vista in sezione di un frantoio a martelli costruito dalla Soc.VEDAG, mentre nella figura 3.3.14 è riportato uno spaccato dello stesso tipo di frantoio costruito dalla Soc.HISCHMANN.

Figura 3.3.13-Frantoio a martelli

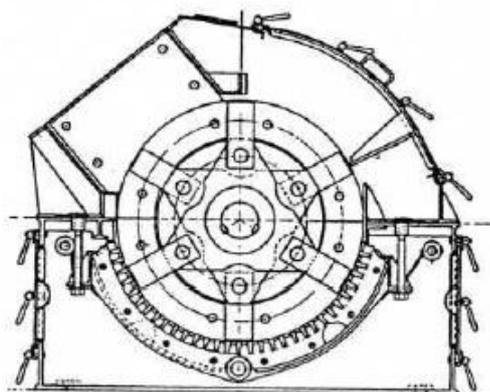
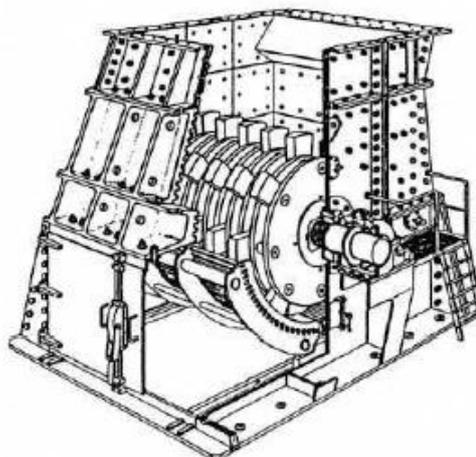


Figura 3.3.14-Spaccato di un frantoio a martelli



Nella tabella3.3.9 sono riportate le capacità di trattamento di questo tipo di frantoio, in funzione del diametro del rotore, della sua larghezza e della sua velocità; è da notare che a parità di valore di questi parametri la capacità di trattamento varia anche in funzione della distanza tra le barre della griglia.

Tabella 3.3.9-Capacità dei muli a martelli

Dimensioni del rotore inch	Velocità del rotore giri/min	Sezione massima di alimentazione inch	Capacità, t/h	
			Apertura tra le barre 1/8"	1"
20x12	1500-1800	11x11	2-3	8
24x20	1400-1600	13x20	6-8	18-28
36x36	900-1200	18x36	20-25	75-90
36x60	900-1200	18x60	45-50	140-160
42x66	700-1000	22x66	75-85	175-220

La granulometria del prodotto ottenuto è funzione della velocità periferica del rotore, del numero di martelli e della larghezza delle fenditure tra le barre (o la dimensione dei fori della lamiera). Nel caso in cui non si voglia ottenere una quantità notevole di fini, le barre (o la lamiera forata) possono essere eliminate.

I mulini a martelli si prestano bene per la riduzione dei prodotti di durezza media come carboni, ligniti, calcari, argille. A seconda del tipo di mulino, i prodotti di grossa pezzatura possono essere ridotti ad una dimensione di 10 mm o anche meno, e a 1 mm se si tratta di carboni.

6)-Mulino a martelli, tipo reversibile

Il mulino a martelli, tipo reversibile, riunisce il principio di funzionamento visto per i frantoi ad urto e per i mulini a martelli. Il rotore, sul quale sono imperniati i martelli, ruota all'interno di un carter nel quale sono disposte, da entrambi i lati, due zone di comminuzione che possono essere regolate dall'esterno, mediante un dispositivo adeguato.

Nella figura 3.3.15 è riportata la vista in sezione di questo tipo di mulino, mentre nella figura 3.3.16 è riportato uno spaccato dello stesso mulino.

Figura 3.3.15-Frantoio a martelli tipo reversibile martelli

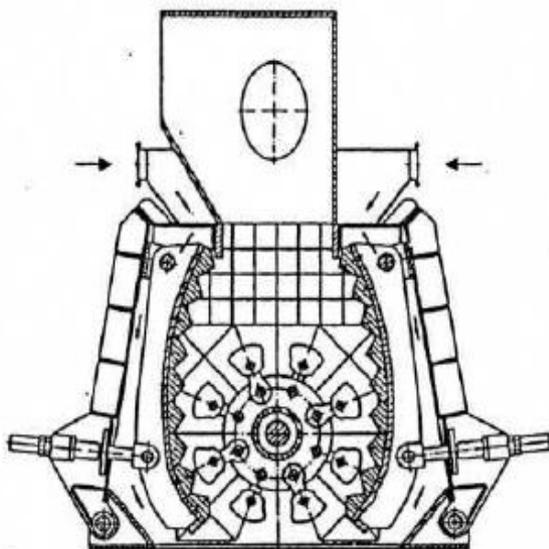
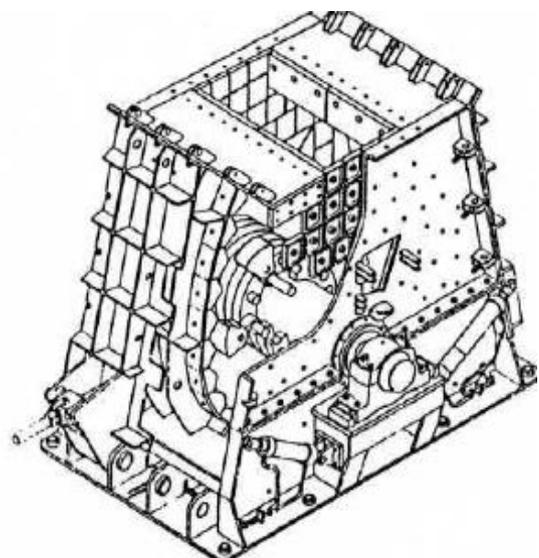


Figura 3.3.16-Spaccato di un frantoio a tipo reversibile



L'elevata velocità periferica del rotore conferisce ai martelli una potenza di percussione elevatissima che porta alla frantumazione molto spinta del prodotto alimentato.

La frantumazione primaria, che si opera all'ingresso del materiale nel mulino, è completata da una macinazione secondaria per percussione nella prima metà della zona di macinazione. Nella seconda parte della zona di macinazione si assicura al prodotto la finezza desiderata, mediante la combinazione di una comminazione per percussione e per urti.

Il mulino può essere utilizzato con l'uscita di scarico libera o controllata da barre.

L'esistenza di due zone di frantumazione permette, mediante la semplice inversione del moto del rotore, di far funzionare l'apparecchio in un senso o nell'altro, e utilizzare quindi gli spigoli vivi dei martelli. Si evita in tal modo di sostituire frequentemente i martelli, come nel caso dei mulini di tipo classico.

L'apparecchio presenta inoltre il vantaggio di poter regolare la granulometria del prodotto finale, agendo sulla velocità del rotore, sul numero di martelli e sulla larghezza della zona di comminazione.

Questo mulino si presta bene per la frantumazione dei carboni ed è particolarmente interessante per la preparazione dei carboni destinati alla cokificazione. Esso è capace di fornire un prodotto finale avente il 100% di passante alla maglia di 2 o 3 mm, con un basso contenuto di prodotto sotto 0,5 mm, partendo da un'alimentazione di circa 120 mm. Vi è inoltre da rilevare che questo mulino è poco sensibile ai contenuti elevati di umidità del materiale.

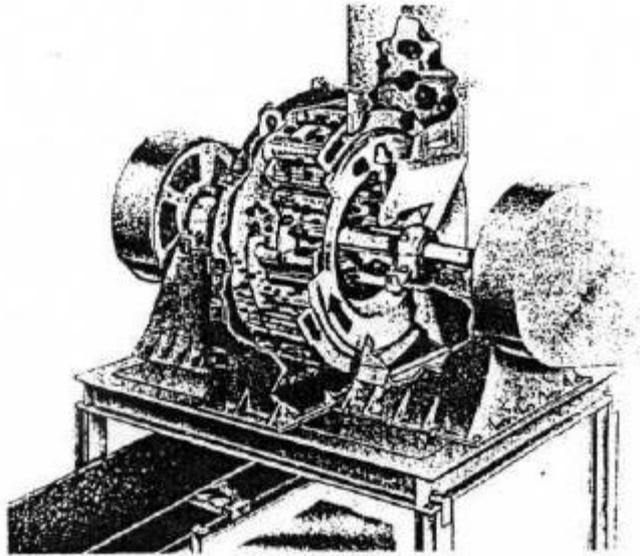
7)-Mulino a gabbia (Cage mill)

Il "Cage mill" effettua la comminazione del materiale attraverso stadi multipli e selettivi di riduzione mediante urti provocati da due gabbie rotanti concentriche.

L'alimentazione al mulino viene effettuata lateralmente all'interno delle gabbie che ruotano alla stessa velocità ma in senso opposto. Come il materiale passa attraverso il mulino, da uno stadio di riduzione al successivo, la velocità d'urto aumenta ma agisce preferenzialmente sul materiale sovradimensione. Il materiale sottodimensione, prodotto nel precedente stadio di riduzione, viene influenzato di meno e conseguentemente viene prodotta una quantità di fini non eccessiva.

Nel modello di mulino, illustrato in figura 3.3.17, sono utilizzate barre d'urto piatte le quali, dopo un certo numero di ore di lavoro, devono essere sostituite. Il disegno geometrico di queste barre di rottura regola il percorso che il materiale segue, al fine di produrre un consumo uniforme delle stesse, sino al momento della loro sostituzione.

Figura 3.3.17- Mulino a gabbia (Cage mill)



La macinazione del carbone a fini dimensioni

Nelle pagine precedenti sono state prese in considerazione le macchine di frantumazione con le quali il carbone viene ridotto a dimensioni convenienti per un suo facile trattamento negli impianti di lavaggio, o frantumato alle dimensioni richieste dalle specifiche di mercato. In entrambi i casi è stata posta in evidenza la preoccupazione che generalmente si deve avere, per evitare la produzione di granulometrie fini.

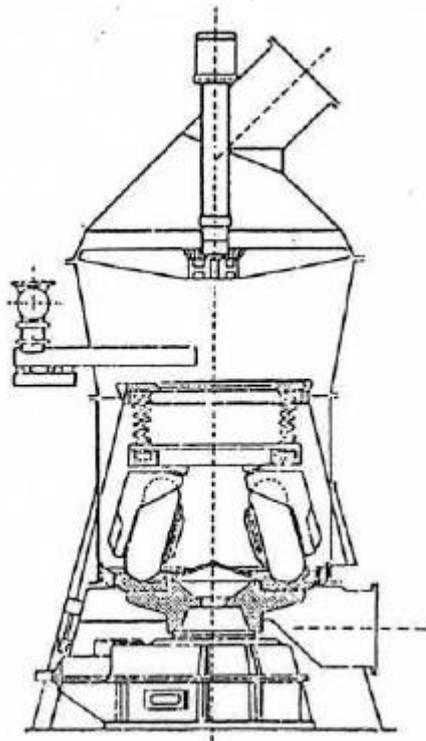
Vi sono tuttavia nella pratica industriale dei casi in cui anche il carbone deve essere sottoposto a macinazione fine, come può avvenire ad esempio per il carbone che deve alimentare i bruciatori delle caldaie per la produzione di vapore, oppure come mezzo di sospensione nella miscela "coal-water".

A differenza della frantumazione, dove l'energia consumata per tonnellata trattata è relativamente bassa, la macinazione dei carboni a fini dimensioni comporta il consumo di una notevole quantità di energia; pertanto, un'elevata efficienza di macinazione è di notevole importanza.

Sebbene il carbone sia una roccia friabile e poco resistente agli urti, con relativa bassa resistenza alla compressione, possiede alcune proprietà viscoelastiche (specialmente i carboni bituminosi teneri) che possono esaltare il problema durante la macinazione a fini dimensioni.

Per la macinazione dei carboni, oltre i normali mulini cilindrici a sfere, sono spesso utilizzati i mulini del tipo LOESCHE, come quello riportato nella figura 3.3.18.

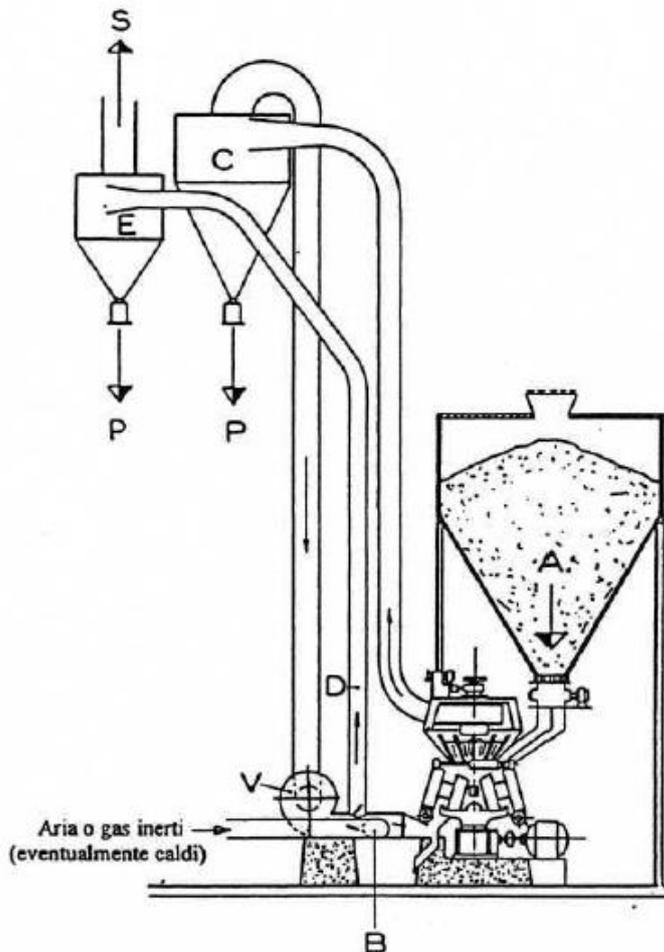
Figura 3.3.18-Frantoio tipo LOESCHE



In questo mulino, due rulli di forma conica, inclinati di circa 15° ruotano su una tavola di macinazione, di forma circolare, con una velocità di circa 400 giri/min. L'alimentazione al mulino viene effettuata, per mezzo di sistemi opportuni, dalla parte superiore della macchina, mentre il prodotto macinato, attraverso un classificatore rotante che sovrasta il mulino, viene trascinato verso l'alto da una corrente di gas (o di aria) che proviene dal basso.

Nella figura 3.3.19 viene riportato lo schema tipico di un impianto di frantumazione a secco di carbone, con controllo mediante separatori pneumatici. Questo è il modo abituale di utilizzazione dei mulini per l'ottenimento di prodotti la cui dimensione granulometrica è compresa fra 40 e 500 μm . Tutta l'installazione si trova in leggera depressione, in modo da evitare la fuga di polveri nell'atmosfera.

Figura 3.3.19-Impianto di macinazione a secco



I prodotti classificati, uscenti dal separatore, sono convogliati in un ciclone pneumatico (C) che funziona sotto l'azione del ventilatore (V). La maggior parte dell'aria insufflata dal ventilatore rientra nel mulino e si muove così in circuito chiuso. L'eccesso di aria derivante da fughe è quello dovuto al mantenimento del mulino in depressione è eliminato dal condotto (D). L'aria che passa attraverso il condotto (D) trascina le polveri ultrafini, che non possono essere raccolte dal ciclone (C); essa deve quindi essere filtrata o passare in un ciclone efficiente (E), prima di essere scaricata nell'atmosfera (S). Le polveri (p) raccolte alla base del ciclone (E), o dai filtri, sono riunite al prodotto principale (P).

La depurazione e l'essiccazione dell'aria consentono di evitare l'accumulo di umidità nel circuito, e la condensazione che ne potrebbe derivare. E' possibile macinare prodotti umidi introducendo nel circuito di macinazione aria calda, sia con l'alimentazione (A) sia all'ingresso dell'aria (B).

L'introduzione di un gas inerte nel mulino (generalmente CO₂) permette di macinare senza pericolo i materiali combustibili le cui polveri possono formare con l'aria delle miscele detonanti.

La flottazione dei carboni

La differenza essenziale tra la flottazione dei minerali e quella dei carboni è costituita dal fatto che, per i minerali, l'intero tonnello deve essere macinato, alle dimensioni opportune per la loro flottazione, mentre il trattamento per flottazione dei carboni riguarda solamente le frazioni fini che si sono prodotte, e che non è possibile trattare mediante metodi gravimetrici.

Per spiegare il relativamente recente e rapido sviluppo della flottazione del carbone è necessario prendere in considerazione alcune motivazioni:

- L'elevato aumento della produzione di granulometrie fini, dovuto alla meccanizzazione nelle coltivazioni minerarie: in generale, la quantità di materiale con granulometria inferiore a 0,5 mm può essere considerato intorno al 20-25 %.
- Con l'aumento del valore del carbone e dei suoi costi di produzione, i fini primari, preventivamente stoccati, diventano un prodotto di notevole utilità.
- La flottazione costituisce un mezzo eccellente per semplificare i problemi posti dalle acque di rifiuto degli impianti di trattamento (black water).
- La necessità di elevati recuperi e di un sempre più basso contenuto di zolfo e di ceneri, nel carbone lavato, conducono ad un aumentato interesse per il processo di flottazione.

Tuttavia il processo di flottazione del carbone presenta alcune problematiche, oltre a quelle ambientali, quali ad esempio:

- Problemi nella commercializzazione delle fini granulometrie.
- Costi per la deacquificazione del carbone lavato.
- Limitati risultati nella desolforazione.
- Difficoltà di trattamento delle torbide aventi elevati contenuti di argilla.

Flottabilità del carbone

Le proprietà di flottazione dei carboni dipendono dalla loro composizione petrografia e mineralogica, dal grado di ossidazione delle superfici delle particelle e dalla natura delle inclusioni di ganga.

I tipi brillanti di carbone (Vitrain e Clarain) mostrano una elevata attività di flottazione e contengono una piccola quantità di materiale estraneo contenuto nella matrice carboniosa. Al contrario i carboni opachi (Durain e Fusain) contengono normalmente una elevata quantità di inclusioni sterili, finemente disperse, per cui, nei concentrati, si ha un aumento della quantità di zolfo e di ceneri.

E' noto che i carboni, in grado maggiore o minore, possiedono una flottabilità inerente a causa della loro idrofobicità, la quale, come è stato dimostrato, è diversa a seconda del rango del carbone.

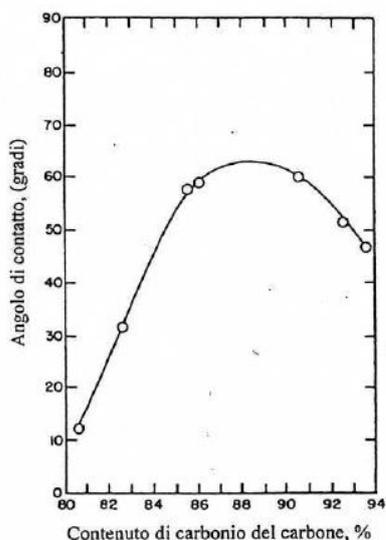
Il grado di idrofobicità naturale dei carboni è strettamente dipendente dal loro metamorfismo, cioè lo stadio raggiunto dal processo di trasformazione delle sostanze organiche. Infatti le proprietà superficiali del carbone dipendono essenzialmente dal processo di trasformazione raggiunto dalla materia organica.

In natura vi sono due processi di base che influenzano le proprietà di flottazione dei carboni agendo in senso opposto. In base al primo processo la materia organica diventa carbonizzata e la sua struttura "cristallina" acquista una tessitura regolare. Al progredire del processo di carbonizzazione le proprietà idrorepellenti del carbone tendono ad aumentare. In base al

secondo processo, la materia organica viene ossidata e si ha pertanto la formazione di gruppi carbonilici ($=C=O$) e carbossilici ($O=C-OH$) i quali reagiscono prontamente con l'acqua e rendono la superficie idrofilica.

Si è inoltre verificato che l'angolo di contatto e la flottabilità variano con regolarità in funzione del contenuto in carbonio del carbone, come è mostrato nel grafico di figura 3.4.1.

Figura 3.4.1



Il maggiore angolo di contatto si ha per i carboni bituminosi a basso contenuto di materie volatili e per le semiantraciti. Per carboni di basso rango o di rango molto elevato (antraciti) l'angolo di contatto è alquanto inferiore. Nella tabella che segue vengono riportati gli angoli di contatto per alcuni tipi di carbone.

Tabella 3.4.1-

Tipo di carbone		Angolo di contatto, (gradi)
Subbituminosi		
Bituminosi	Secchi a lunga fiamma (splint coal)	65-72
	Grassi a lunga fiamma (Cherry Coal)	63-85
	Litantraci grassi (Coking Coal)	86-90
	Litantraci grassi a corta fiamma	82-79
Semibituminosi	Litantraci magri a corta fiamma	71-75
Antraciti		73
Scisti carboniosi		40-43

Le proprietà di flottazione dei carboni sono inoltre strettamente dipendenti dalle proprietà delle impurità minerali inorganiche, contenute in essi, e dalla composizione, quantità e dispersione delle inclusioni minerali di ganga (tabella 3.4.2).

Tabella 3.4.2

Gruppi	Minerali rappresentativi	Principali proprietà che hanno influenza sulla flottazione
Solfuri	Pirite Marcasite	Contaminano i concentrati con lo zolfo. Possiedono elevata attività di flottazione e piccolissimi grani possono essere flottati con gli stessi reattivi del carbone. La flottabilità peggiora dopo ossidazione.
Sostanze Argillose Argilla	Caolino Scisti argillosi	Essi forniscono una elevata quantità di limi, finemente dispersi, che provocano un peggioramento della flottazione.
Scisti carboniosi e bituminosi	Scisti carboniosi Scisti bituminosi Argillite	La loro composizione include un certo numero di sostanze presenti anche nei carboni; essi sono altamente idrorepellenti e talvolta passano nei concentrati di flottazione.
Minerali altamente solubili	Gesso e altri sali solubili	Aumentano la concentrazione di elettrolito della torbida; formano un film sui grani di carbone, e ciò influenza il processo di separazione.
Minerali non Solforosi (Silicati, Carbonati, Ossidi)	Calcite Quarzo Dolomite Magnetite Feldspato	Relativamente poco solubili, non diventano saturi nell'acqua e non contengono bitume e acidi umici come impurità. Idrofilici; se presenti nel carbone come inclusioni abbastanza grandi, essi possono essere facilmente separati dal carbone mediante flottazione.

Flottazione per schiume

La tecnica utilizzata per separare i carboni di granulometria fine, dalla pirite e dalle materie minerali associate, è la flottazione per schiume. Si tratta di un processo chimico-fisico basato sulla adesione delle bolle d'aria alle particelle di carbone. Infatti, le bolle d'aria finemente disperse, passando attraverso la torbida, contenuta in una cella, aderiscono alle particelle di carbone e le flottano portandole in superficie, da dove vengono rimosse come concentrato, mentre le materie minerali associate, che sono idrofiliche, restano sul fondo della cella.

Questo processo richiede l'impiego di reagenti chimici per formare un film sulle particelle di carbone, permettendo quindi la loro adesione alle bolle d'aria, e rendere invece bagnabili le superfici delle particelle sterili.

Vengono inoltre aggiunti alla torbida reattivi di flottazione, allo scopo di migliorare il processo. Questi reattivi sono: collettori, schiumatori e agenti modificanti.

Il processo chimico-fisico di adesione delle bolle può essere, infatti, modificato selettivamente con l'aggiunta di reattivi opportuni, i quali influenzano sia le caratteristiche di flottabilità dei carboni sia quelle delle materie minerali.

I reattivi vengono altresì utilizzati per stabilizzare le schiume, in modo tale da consentire un tempo sufficiente per la rimozione del carbone flottato.

Oltre che dal tipo di reattivi utilizzati, la flottazione dei carboni è influenzata dai seguenti parametri:

- Dimensione delle particelle.
- Ossidazione e rango del carbone.
- Densità della torbida.
- Caratteristiche chimiche dell'acqua (pH).

- Schema e tipo di circuito di flottazione.

Reattivi

I principali reattivi usati per la flottazione dei carboni possono essere divisi in due gruppi principali:

- Reattivi non polari (oli).
- Reattivi eteropolari (normalmente alcoli).

Collettori

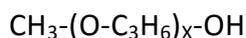
Questi reattivi hanno il compito di promuovere un contatto migliore tra le particelle di carbone e le bolle d'aria. Normalmente, per la flottazione dei carboni, vengono usati reattivi non polari come il Kerosene o un olio combustibile (nafta, olio lampante, etc.). Gli oli si emulsionano nella torbida formando piccolissime goccioline che aderiscono alle aree idrofobiche sulle particelle di carbone, formando così una superficie idrorepellente.

Schiumatori

Gli agenti schiumatori facilitano la produzione di schiume stabili. Infatti, è necessaria una schiuma stabile per portare con sé il concentrato di carbone, affinché possa essere rimosso dagli apparecchi di flottazione. Vengono utilizzati normalmente reattivi eteropolari i quali sono attivi schiumatori, ma possiedono anche proprietà collettrici nella flottazione dei carboni, essendo adsorbiti dai loro gruppi sulle aree più idrofiliche delle superfici delle particelle di carbone. Gli schiumatori più utilizzati sono alcoli a corta catena aventi da 6 a 8 atomi di carbonio nel radicale non polare.

Uno schiumatore comunemente utilizzato nella flottazione dei carboni è il Metilisobutilcarbinol (MIBC) detto anche Metil-amil-alcol. Non viene essenzialmente adsorbito dal carbone e perciò non ha proprietà collettrici.

Gli schiumatori Dowfroth (Dow polipropilene-glicol-metil-eteri) sono liquidi poco viscosi e completamente solubili in acqua. Essi possono essere rappresentati mediante la formula:

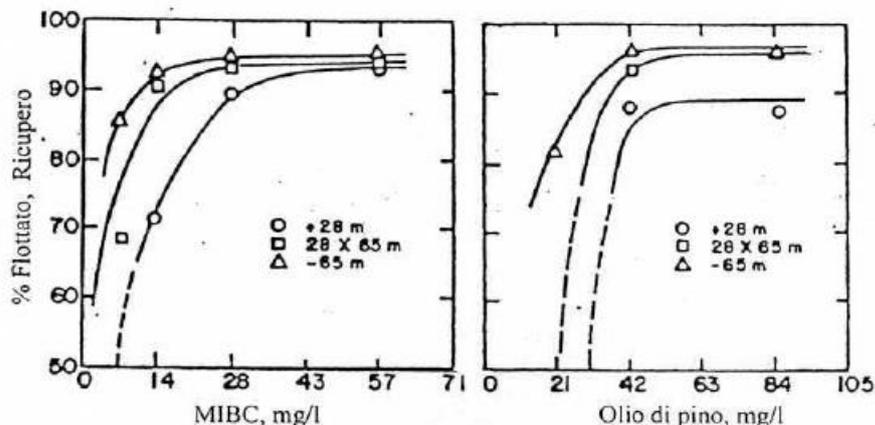


Come indica la formula, questi schiumatori non sono delle entità chimiche ma sono costituiti da una miscela di sostanze omologhe di diverso peso molecolare. Poiché i Dowfroth sono completamente solubili in acqua, essi possono essere aggiunti in ogni punto del circuito di flottazione, senza uno specifico condizionamento. Infatti, la loro azione è molto rapida.

Un altro schiumatore comune, sebbene la sua utilizzazione vada decrescendo, è l'olio di pino. Il suo costituente principale è il Terpinolo il quale è strettamente collegato all'olio di eucaliptus, il cui componente principale è un alcool aromatico simile: il Cineol.

Poiché l'olio di pino possiede alcune proprietà collettrici per il carbone e viene poco adsorbito sulle superfici di questo, la quantità di olio di pino richiesta, per un carbone facilmente flottabile, è poco più elevata rispetto a quella del Metilisobutilcarbinol (MIBC). Ciò può essere osservato nei diagrammi di figura 3.4.2.

Figura 3.4.2



L'acido cresilico è stato tradizionalmente uno schiumatore molto comune a causa del suo basso costo. Viene raramente utilizzato in quanto si adsorbe, in modo notevole, sul carbone e questa azione riduce in effetti la concentrazione residuale, nella soluzione disponibile per produrre schiume. Come conseguenza dovrebbe essere usata una maggiore quantità di reattivo per ottenere la stessa quantità di schiume che si ottengono con gli altri schiumatori prima considerati.

Altri schiumatori che possono venire utilizzati sono: alcool esilico, xilenolo.

Un altro sistema interessante, per la produzione di schiume, è l'uso di soluzioni di sali inorganici o acqua di mare. Questo processo è stato studiato largamente in Russia e usato industrialmente.

I limi presenti nella torbida possono rivestire le particelle di carbone, anche se tale azione di rivestimento non causa spesso la loro depressione, a meno che la quantità di limi non sia eccessiva. Il loro difetto principale è costituito da una eccessiva contaminazione del prodotto flottato.

Quando vi è il problema dei limi, che contaminano le schiume causando un elevato contenuto di ceneri nel prodotto flottato, può essere utilizzato un disperdente dei limi. Poiché i rifiuti ad elevato tenore in ceneri sono costituiti normalmente da argille e silicati, possono essere utilizzati, per questa classe di materiali, disperdenti standard come: silicato di sodio, esametafosfato di sodio, lignina ed altri sulfonati polimerici, quebracho e tannini.

Carboni ossidati

I carboni ossidati mostrano, nei riguardi della flottazione, la stessa refrattarietà dei carboni di basso rango. Questa ossidazione superficiale può essere inerente al carbone o può essere avvenuta a causa della sua esposizione all'aria.

L'ossidazione è caratterizzata dalla formazione di gruppi acidi sulla superficie delle particelle di carbone e si ha, come conseguenza, una riduzione della idrofobicità e quindi della flottabilità.

E' stato dimostrato che persino una moderata ossidazione superficiale può essere nociva per la flottazione, quando viene usato un solo schiumatore alcolico. I sistemi kerosene-olio di pino non sono fortemente influenzati dall'ossidazione superficiale, se non quando questa è di grado molto elevato.

Come ci si può attendere, il ricupero di carboni bituminosi di rango più basso è maggiormente influenzato dall'ossidazione rispetto ai carboni bituminosi di rango più elevato. Alcuni ricercatori hanno rilevato che l'antracite e le ligniti sono poco influenzate dall'ossidazione superficiale, mentre il ricupero dei carboni bituminosi decresce all'aumentare dell'ossidazione. Essi affermano che la bassa flottabilità dei carboni

debolmente ossidati è causata, principalmente, da prodotti di ossidazione superficiale insolubili in acqua.

Per la flottazione dei carboni ossidati può essere usato un collettore cationico come l'ammina. In modo alternativo, la loro flottabilità può essere ripristinata dissolvendo gli strati ossidati con una soluzione all' 1 % di soda caustica (NaOH) o mediante riduzione con alcool benzoico. Un metodo pratico può essere quello dell'effettuazione di una operazione di "scrubbing".

Velocità di flottazione

La velocità di flottazione del carbone è stata a lungo studiata da parte di numerosi ricercatori. È stato osservato che, nel campo di dimensioni delle particelle da 30 a 200 mesh (0,600-0,074 mm) vi è un aumento della velocità di flottazione di circa 60 volte (tabella 3.4.3). In questa tabella viene riportata la velocità di flottazione dei carboni (per un certo tipo di carbone, per una data portata d'aria e per una data concentrazione).

Tabella 3.4.3

Dimensioni (mesh)	Costante di velocità (min ⁻¹)
+ 30	0,03
- 30 + 44	0,08
- 44 + 60	0,14
- 60 + 85	0,23
- 85 + 120	0,45
-120 + 200	1,70
Velocità globale per l'intera alimentazione per 1 minuto	0,31

Vi è inoltre da osservare che, nel campo delle finissime dimensioni si nota un decremento della velocità di flottazione dei carboni, come avviene per i minerali.

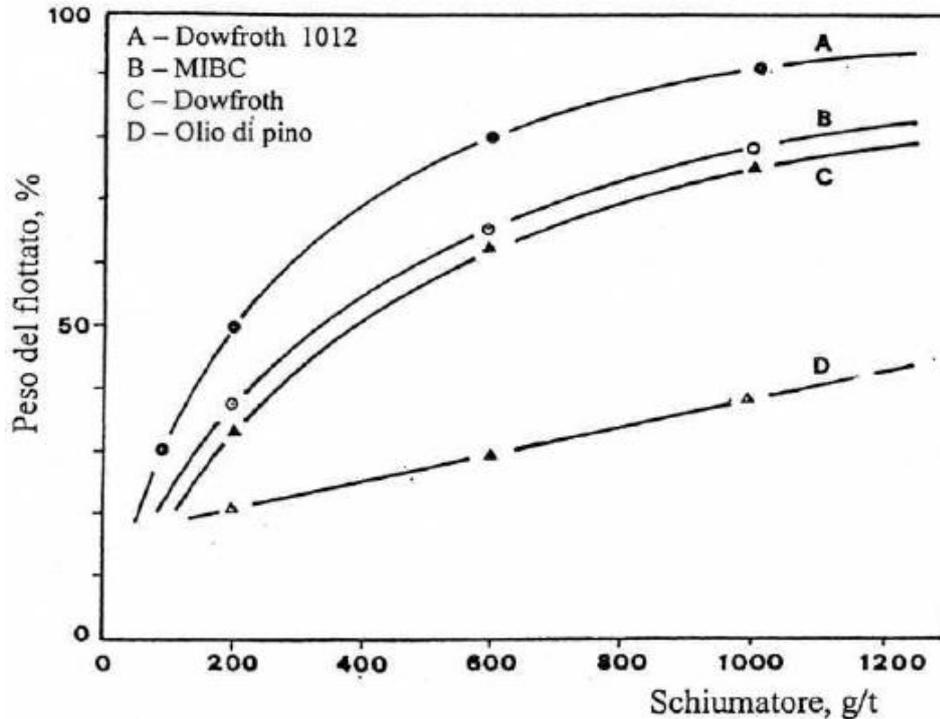
La velocità di flottazione dei carboni si può, approssimativamente, porre in relazione col loro rango: i carboni bituminosi con basso contenuto di materie volatili forniscono maggiori costanti di velocità rispetto ai carboni bituminosi di rango inferiore.

La velocità di flottazione dei carboni è funzione non solo del loro rango, ma anche del tipo di schiumatore usato e della sua concentrazione, della dimensione delle particelle, e della velocità di areazione.

Il ricercatore Sun ha studiato l'efficacia di numerosi schiumatori usati per la flottazione dei carboni. Utilizzando un indice di stabilità delle schiume, che confronta gli schiumatori all'esanolo usati come standard, ha dimostrato che il Metilisobutilcarbinol è generalmente migliore sia dell'olio di pino che dell'acido cresilico.

Prove di flottazione, eseguite nel nostro Dipartimento (DICAAR), mediante l'impiego di alcuni schiumatori su campioni di carbone Sulcis, hanno condotto ai risultati riportati nel diagramma di figura 3.4.3.

Figura 3.4.3-Peso del prodotto flottato in funzione del tipo di schiumatore utilizzato



Dal momento che il Metilisobutilcarbinol (MIBC) e gli alcoli simili sono ottenuti per via sintetica, e la loro qualità può essere assicurata, è facile comprendere come questa classe di schiumatori abbia acquistato un crescente favore. Il numero e la stabilità delle bolle, durante la flottazione, può essere reso ottimale con una data concentrazione di schiumatore. L'eccesso di schiumatore, infatti, può essere tanto dannoso quanto la sua insufficienza.

Deprimenti

Nel processo di flottazione dei carboni, è possibile deprimere sia il carbone che le materie minerali associate. Per la depressione del carbone si è trovato che sono efficaci le seguenti sostanze:

- Amidi (destrina);
- Sali inorganici: cloruro stannoso (SnCl_2), acido ipofosforico ($\text{H}_4\text{P}_2\text{O}_7$), permanganato di potassio (KMnO_4).

Normalmente, ciascun reattivo che può ossidare le superfici del carbone, dal momento che annulla la sua idrofobicità, può essere considerato un deprimente del carbone. Per la depressione del carbone, deve essere controllato il valore del pH, in quanto il recupero di carbone quasi si annulla per valori bassi (< 6) e per valori alti (> 8) del pH.

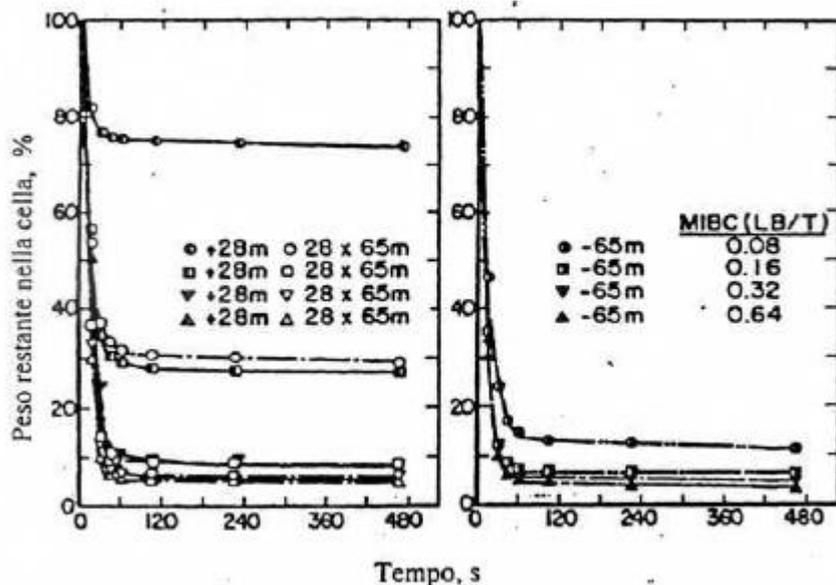
Le norme sulla salvaguardia dell'ambiente, nei riguardi della emissione di SO_2 , richiedono che particolare attenzione venga prestata alla depressione della pirite. Tra i vari deprimenti della pirite, possono essere ricordati i seguenti:

- Calce, $\text{Ca}(\text{OH})_2$
- Cianuro di sodio, NaCN
- Solfato ferrico, $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ e Solfato ferroso, FeSO_4
- Solfato di sodio, Na_2SO_4
- Idrosolfito di potassio, KHSO_3 e solfito di potassio, K_2SO_3

- Permanganato di potassio, $KMnO_4$
- Cloruro ferrico, $FeCl_3$

Come ci si può attendere vi è infatti una interazione tra la concentrazione dello schiumatore, le dimensioni delle particelle e la velocità di flottazione. Ciò può essere osservato nei diagrammi riportati in figura 3.4.4.

Figura 3.4.4



La velocità di flottazione del carbone aumenta proporzionalmente alla velocità di aerazione, sino a quando si raggiunge un valore massimo per l'aerazione. E' inoltre, grossolanamente, costante con torbida diluita, ma precipita allorché la percentuale di solido oltrepassa il 13 % circa.

Dimensioni delle particelle

Sono state fatte, da parte di alcuni ricercatori, affermazioni secondo le quali i carboni potrebbero essere flottati con un top size di $\frac{1}{4}$ di pollice. L'esperienza mostra tuttavia che le particelle grossolane di carbone vengono generalmente inviate a rifiuto.

La dimensione massima ottimale delle particelle nella flottazione dei carboni sembra essere di 48 mesh (0,300 mm), sebbene non sia inusuale trattare la classe -28 mesh (0,600 mm) o persino la classe -10 mesh (1,7 mm).

Anche le particelle estremamente fini sono di detrimento al processo di flottazione: le frazioni finissime contengono infatti, frequentemente, una elevata percentuale di argille ed altri minerali silicatici; la perdita di selettività per queste fini dimensioni può essere estremamente nociva per quanto riguarda la possibilità di inviare al rifiuto le particelle di sterile e di pirite. Secondo alcuni ricercatori, una elevata percentuale di limi argillosi può diminuire l'efficienza della flottazione anche del 50 %.

Densità della torbida

I minerali metallici vengono normalmente flottati con una concentrazione di solido compresa tra il 20 e il 30 % in peso. Trattando un carbone avente una granulometria relativamente

grossolana (-28 mesh), con una percentuale minima di -200 mesh, si ottengono buoni risultati con una percentuale di solido del 20 %.

Alimentazioni estremamente fini richiedono un'alta diluizione della torbida. Densità molto elevate (concentrazioni di solito maggiori del 20 %) comportano una maggiore quantità di ceneri nel concentrato. La pratica industriale ha dimostrato che il 18 % in peso di solido rappresenta la quantità massima desiderabile.

Il criterio di valutazione è indubbiamente la percentuale volumetrica di solido: l'ottimo è, generalmente, vicino al 10 %, in volume.

Condizionamento

Prima della flottazione viene spesso effettuato un periodo di condizionamento della torbida. Normalmente è necessario solamente un breve periodo di condizionamento, quando viene usato come reattivo solo uno schiumatore alcolico. Tuttavia, quando viene utilizzato un collettore oleoso, un più lungo periodo di condizionamento è essenziale, per consentire una dispersione adeguata delle goccioline d'olio. Se è necessario un lungo ed intenso condizionamento, deve essere preso in considerazione l'uso di emulsionare il reattivo, per ridurre la potenza richiesta.

Aerazione e agitazione della torbida

Alcuni ricercatori (Rastogi e Aplan) hanno mostrato che vi è una relazione tra la costante di velocità di flottazione K e la portata d'aria. La relazione fornita è la seguente:

$$K = K_0 Q^{0,79} \quad [s^{-1}]$$

La velocità di flottazione aumenta quindi all'aumentare della portata d'aria, all'interno dei limiti utilizzati nella pratica. Infatti, oltre un certo valore della portata, l'aria non si diffonde più efficacemente nella cella di flottazione e la relazione non è più valida.

Si è trovato che la costante di velocità è in relazione lineare con la superficie totale delle bolle che passano attraverso la cella in un secondo, sino ad un ben determinato punto di saturazione. Questo punto corrisponde a circa il 10 % d'aria, in volume, nella torbida. Oltre questo valore, l'altezza delle schiume nella cella aumenta rapidamente e i solidi, le bolle, e l'acqua si muovono nella cella come un pistone.

L'agitazione ha un effetto importante sulla flottazione del carbone: una velocità troppo bassa della girante fornisce una miscelazione insufficiente, una dispersione del collettore oleoso non ottimale e un debole contatto bolla-particella. Velocità della girante eccessivamente elevate possono diminuire la dispersione efficace dell'aria e distruggere i contatti utili bolle-particelle. Le rese in carbone possono essere poste in relazione con il "Numero di flusso d'aria", espresso dalla relazione:

$$N_Q = Q/ND^3$$

dove:

- Q = Quantità di flusso d'aria, ft³/mn
- N = Velocità della girante, giri/min
- D = Diametro della girante, ft

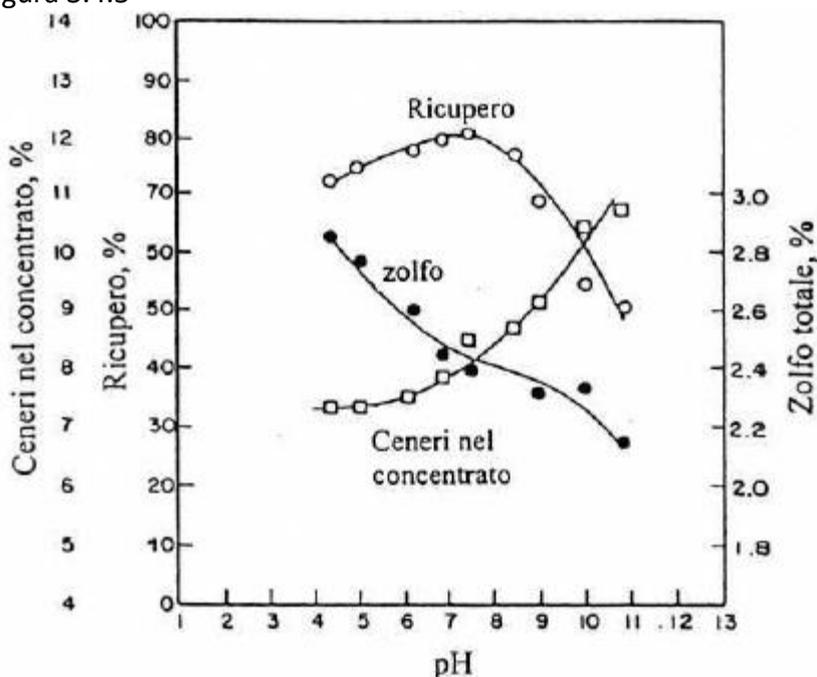
Il valore ottimale si ottiene normalmente per $N_Q = 3 \cdot 10^{-2}$

Valore del pH

Il controllo del valore del pH della torbida è estremamente importante. Infatti, molti reattivi non hanno alcuna efficacia se non agiscono in un campo appropriato di pH. Per esempio, si è trovato che il solfato ferroso si dimostra un efficace deprimente della pirite solamente nel campo di pH compreso tra 4,6 e 6,9.

Nella figura 3.4.5 si riporta un grafico nel quale viene mostrato l'effetto del valore del pH sul ricupero di carbone lavato, ceneri e zolfo piritico, per un carbone bituminoso della miniera di Pittsburgh.

Figura 3.4.5



Normalmente il valore del pH, per un ricupero ottimale di carbone, è compreso tra 6 e 8. Per valori del pH intorno a 7 la superficie del carbone ha una piccola carica negativa; se la torbida diventa più acida, l'idrogeno (H⁺) viene adsorbito, la carica diventa zero e l'idrofobicità della superficie sarà massima. In una torbida più acida la superficie acquista una carica positiva, e in una torbida alcalina acquista, per adsorbimento di ioni idrossilici (OH⁻) una carica negativa, con conseguente riduzione dell'idrofobicità. Inoltre, la variazione del pH influenza le proprietà di reazione, la dispersione e la flocculazione della ganga, e può portare alla precipitazione di sali disciolti.

Temperatura

E' stato dimostrato che la temperatura della torbida ha poca influenza sulla velocità di flottazione del carbone, nel campo compreso tra 3°C e 50°C.

Separazione della pirite

Uno dei metodi proposti dall'U.S. Bureau of Mines è quello della flottazione inversa in due stadi. Nel primo stadio viene flottato il carbone, il quale viene poi depresso (per esempio, con amidi) e in un secondo stadio viene flottata la pirite, con uno Xantato e con pH acido.

Un altro metodo è quello di flottare il carbone, mediante una piccolissima quantità di schiumatore debole, per rimuovere circa la metà del carbone, con un basso contenuto di zolfo. Il prodotto, se necessario, può essere rilavato una volta. Gli sterili del circuito di sgrossamento, con o senza controllo granulometrico, sono inviati al circuito di esaurimento, nel quale vengono aggiunti dei reattivi per ottenere rendimenti elevati. Il prodotto flottato viene usualmente rilavato due volte, deprimendo la pirite e flottando il carbone, o viceversa.

Macchine per la flottazione

Le celle di flottazione sono delle macchine mediante le quali si effettua il processo di flottazione. I requisiti principali che devono possedere queste macchine sono i seguenti:

- Fornire alla torbida un'aerazione la più completa possibile.
- Effettuare una distribuzione uniforme delle particelle all'interno della cella, evitando che esse sedimentino sul fondo della stessa.
- Assicurare un servizio continuo.
- Avere una possibilità di regolazione rapida

Una classificazione delle macchine di flottazione può essere fatta basandosi sui processi di aerazione (dispersione dell'aria in seno alla torbida). La formazione delle bolle d'aria può infatti essere raggiunta in tre modi:

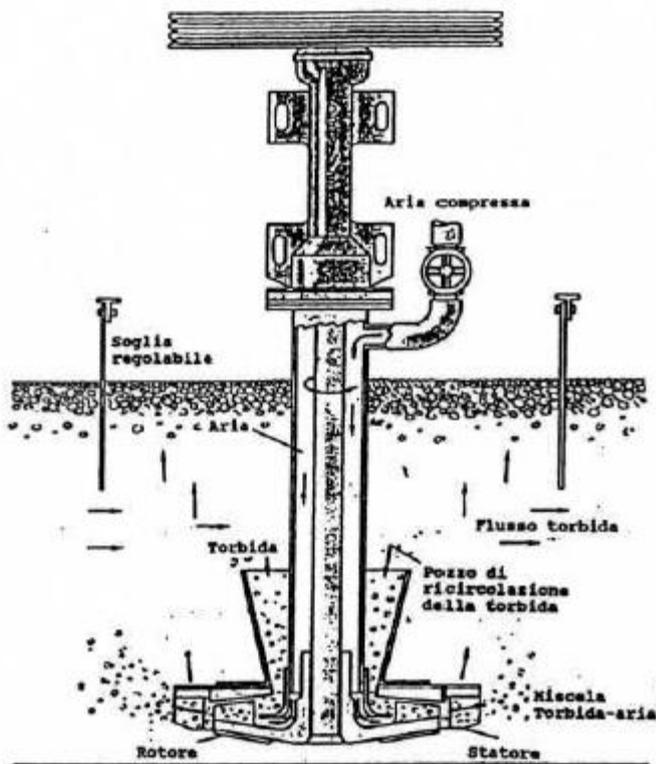
- Suddivisione del flusso d'aria mediante agitazione meccanica.
- Formazione di bolle d'aria attraverso un mezzo poroso.
- Formazione di bolle mediante un diffusore (sparger).

Si possono quindi avere:

A)-Macchine di flottazione ad agitazione meccanica, nelle quali le bolle d'aria sono formate, in seguito all'agitazione della torbida, mediante giranti di vario tipo. Tra le varie celle di flottazione esistenti sul mercato possono ricordate le seguenti:

1-Macchine di flottazione a turbina: Sistema Denver

Figura 3.4.6-Cella di flottazione Denver D-R



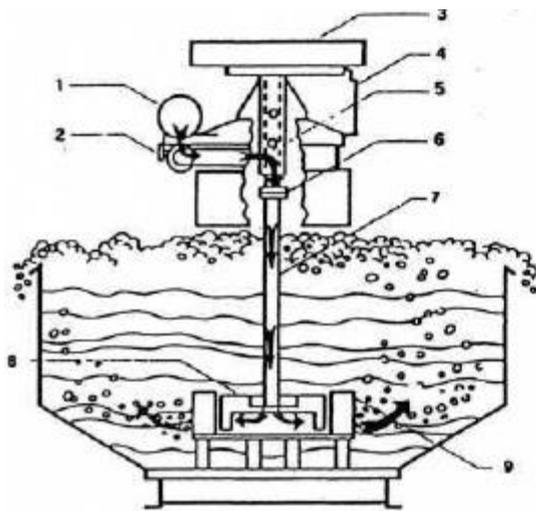
La cella Denver (figura 3.4.6) è costituita da un involucro di acciaio nel quale l'aria viene introdotta attraverso lo spazio esistente tra il tubo che regge lo statore (diffusore) e l'asse della turbina. L'aspirazione dell'aria è dovuta alla cavitazione provocata in seguito alla depressione creata dalla turbina. Le pale della turbina, con l'ausilio dei diffusori, danno luogo ad una miscela di bolle d'aria e di torbida. L'alimentazione di torbida, da cella a cella, viene assicurata mediante soglie regolabili. La cella Denver D-R, riportata in figura, fornisce un'azione fluidificante della torbida, mediante il riciclo della stessa: la torbida, dalla zona superiore della cella di flottazione, è portata verso il basso, attraverso il pozzo di riciclo, sino ad incontrare la girante; in questa zona la torbida si miscela con l'aria e viene poi espulsa dalla girante e inviata all'interno della cella, creando un miscela più omogenea.

2-Macchine di flottazione a turbina: Sistema Agitair

Le celle Agitair sono costituite da un involucro suddiviso in più comparti. In ogni comparto è situata una turbina (girante) che ruota al centro di uno statore (diffusore). La turbina è montata su un albero cavo nel quale l'aria è inviata sotto pressione.

Nella figura 3.4.7 è riportata una vista in sezione di una cella di flottazione costruita dalla Società Wenco su licenza della Galigher Company.

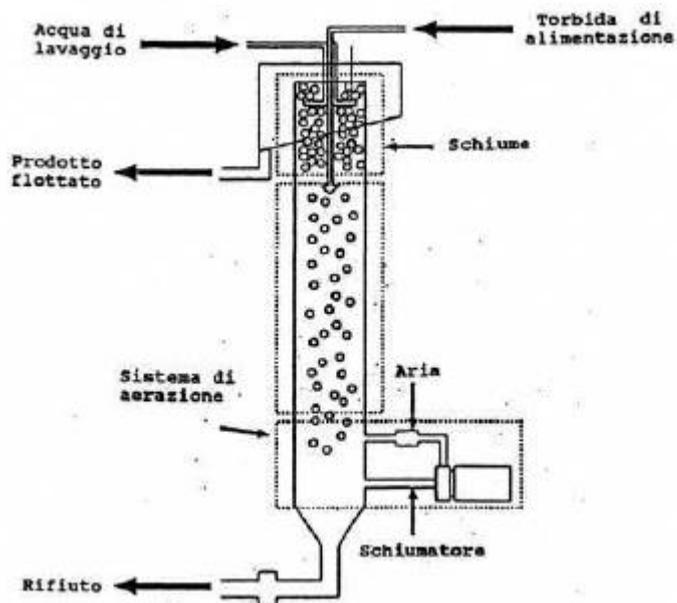
Figura 3.4.7-Cella di flottazione Wenco



- 1 - Collettore aria compressa
- 2 - Valvola controllo aria
- 3 - Puleggia con spostacinghia
- 4 - Motore elettrico
- 5 - Cuscinetto
- 6 - Giunto
- 7 - Albero cavo
- 8 - Rotore
- 9 - Statore

B)-Macchine di flottazione in colonna

Figura 3.4.8-Colonna di flottazione



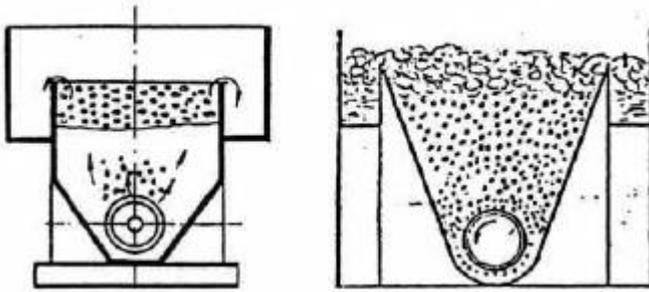
Questo tipo di cella (figura 3.4.8) è costituito da un'alta colonna nella quale il materiale, già condizionato, viene introdotto a circa metà altezza. L'aria è iniettata alla base attraverso un diffusore (sparger), mentre l'acqua di lavaggio è alimentata dall'alto. Il concentrato deborda dalla sommità della colonna e gli sterili sono scaricati alla base della stessa. Conseguentemente si originano all'interno della colonna dei flussi in controcorrente; principalmente un flusso di particelle di materiale diretto verso il basso ed un flusso ascendente di bolle nella parte bassa della colonna (sezione di recupero) e secondariamente un flusso ascendente di bolle ed un flusso discendente di acqua di lavaggio nella zona superiore della colonna (sezione di lavaggio).

C)-Macchine pneumatiche

Nel mondo occidentale le macchine di flottazione pneumatiche non vengono più prodotte e si trovano soltanto in alcuni vecchi impianti che non hanno seguito la modernizzazione. Si riporta qui di seguito, come esempio, un tipo di cella pneumatica con rotore poroso.

Questo tipo di cella (figura 3.4.9) presenta una vasca allungata ed ha, in vicinanza del fondo, un cilindro rotante in acciaio la cui superficie è costituita da un rivestimento di gomma munito di fori, da 0,2 a 1,0 mm di diametro. All'interno di questo cilindro viene insufflata aria in pressione, la quale attraversando il rivestimento poroso dà luogo alla formazione di bolle. Queste, allorché sono immerse nella torbida, catturano le particelle di carbone e le portano in superficie, da dove sono in seguito scaricate. La rotazione posseduta dal cilindro consente a quest'ultimo di liberarsi dal materiale depositato su di esso. La velocità del cilindro è di circa 0,2-0,3 m/s.

Figura 3.4.9-Cella di flottazione pneumatica

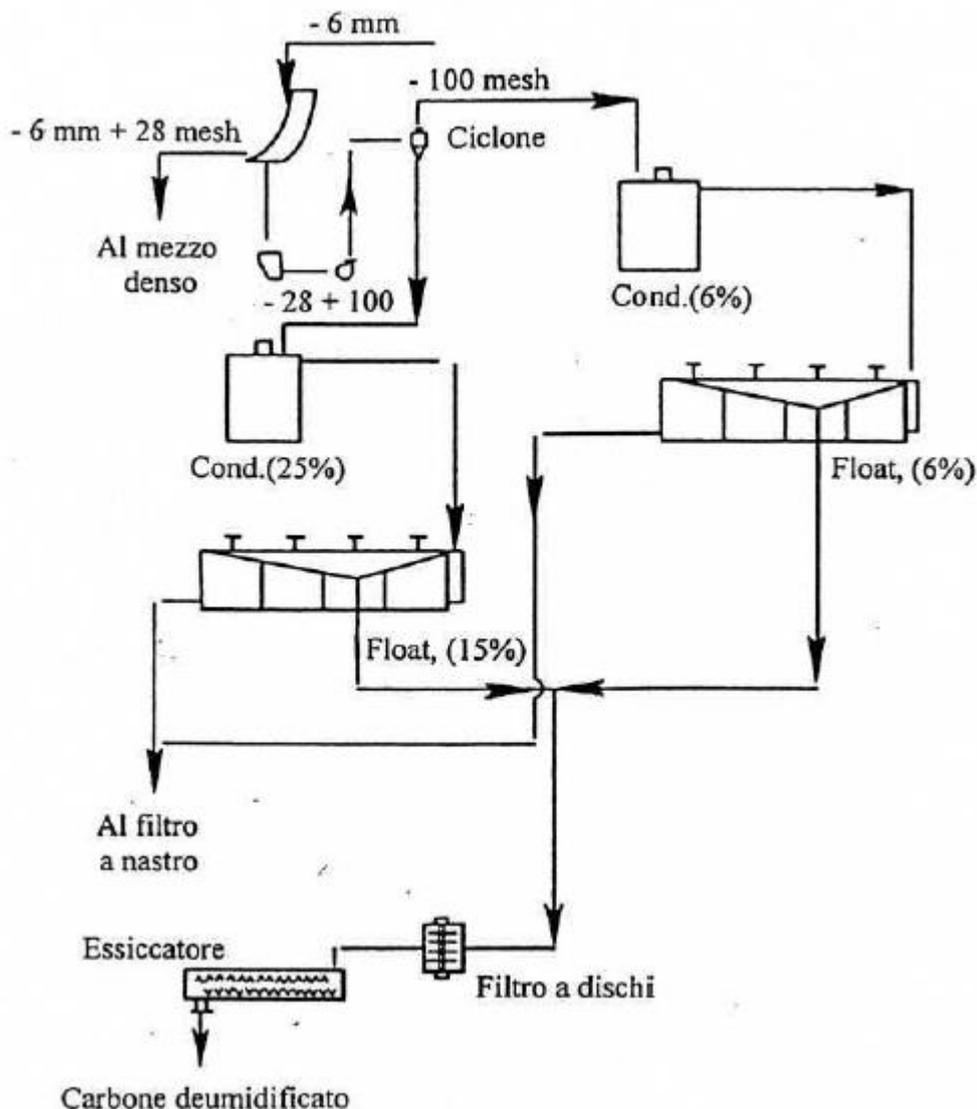


Circuiti di flottazione

In molti impianti di trattamento dei carboni, specialmente in America e in Russia, è pratica comune utilizzare il semplice circuito di sgrossamento: Tuttavia, nel caso in cui si vogliono ottenere carboni con basso tenore in ceneri sarà necessario effettuare dei rilavaggi. Circuiti più complessi sono necessari allorché, da un grezzo carbonifero, si voglia ottenere il massimo rigetto di pirite e di sterili.

Il circuito di flottazione riportato in figura 3.4.10, può essere utilizzato per il trattamento di grezzi con basso tenore di zolfo o per carboni ossidati. Esso è costituito da una sezione per il trattamento delle granulometrie più grossolane (-28+100 mesh) e da una sezione per il trattamento delle granulometrie fini (-100 mesh). E' consigliabile che la percentuale di solido, nel circuito di trattamento delle granulometrie più grosse, sia portato a circa il 15 %, al fine di ottenere la massima resa da questa frazione, mentre nel circuito di trattamento delle granulometrie fini una concentrazione di circa il 6 % di solido permette di avere un aumento del rigetto delle argille fini. Il condizionamento, prima della flottazione, è utile per aumentare l'efficacia dei reattivi e per diminuirne la quantità necessaria per la flottazione.

Figura 3.4.10-Circuito di flottazione per il trattamento di grezzi di carbone con basso tenore di zolfo o per carboni ossidati



Il circuito riportato in figura 3.4.11 è indicato per il trattamento di grezzi carboniferi contenenti una elevata percentuale di zolfo pirritico. Usando un circuito costituito da una sezione di sgrossamento e da una sezione di rilavaggio, ed effettuando una depressione della pirite mediante cloruro ferrico, è possibile ottenere una efficace depirittizzazione del carbone (se la pirite è libera).

In questo circuito vengono utilizzati due condizionatori: il primo per l'aggiunta di cloruro ferrico, per deprimere la pirite, il secondo per l'aggiunta dei reattivi di flottazione convenzionali.

Figura 3.4.11-Circuito di flottazione per il trattamento di grezzi carboniferi contenenti una elevata percentuale di zolfo piritico

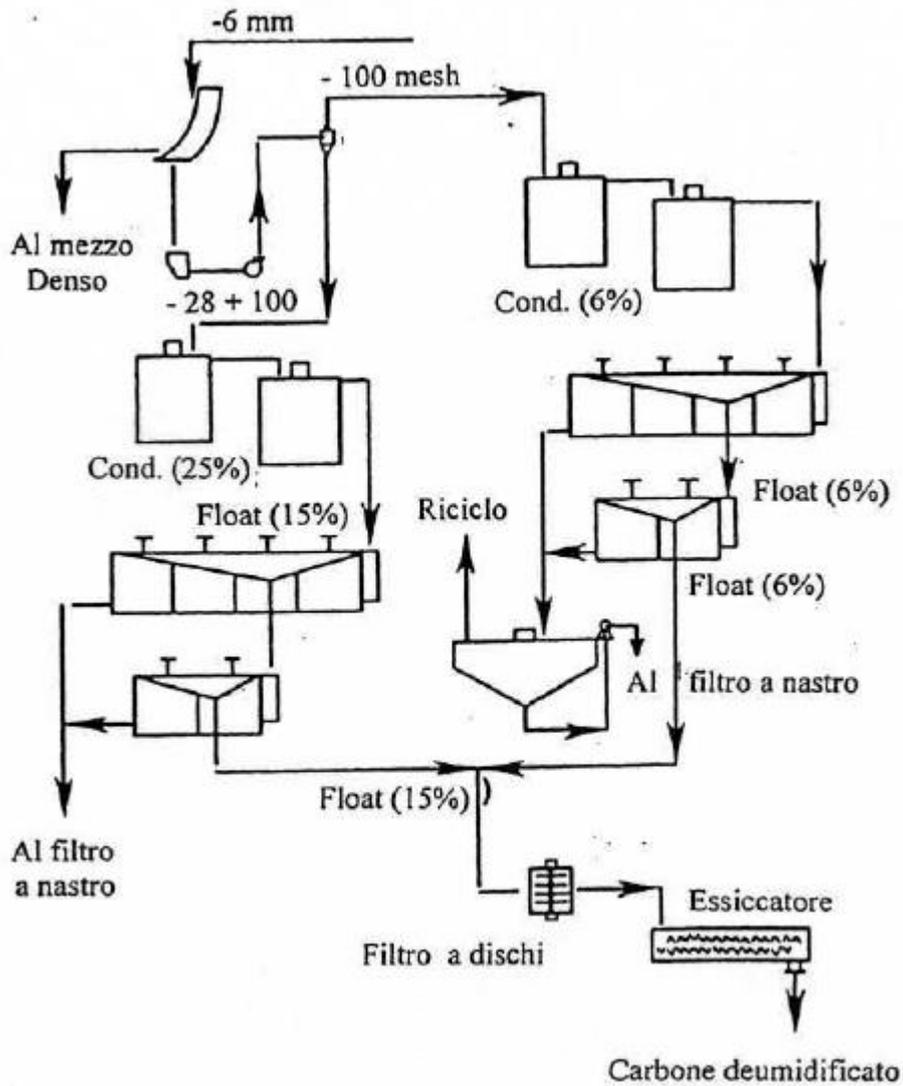
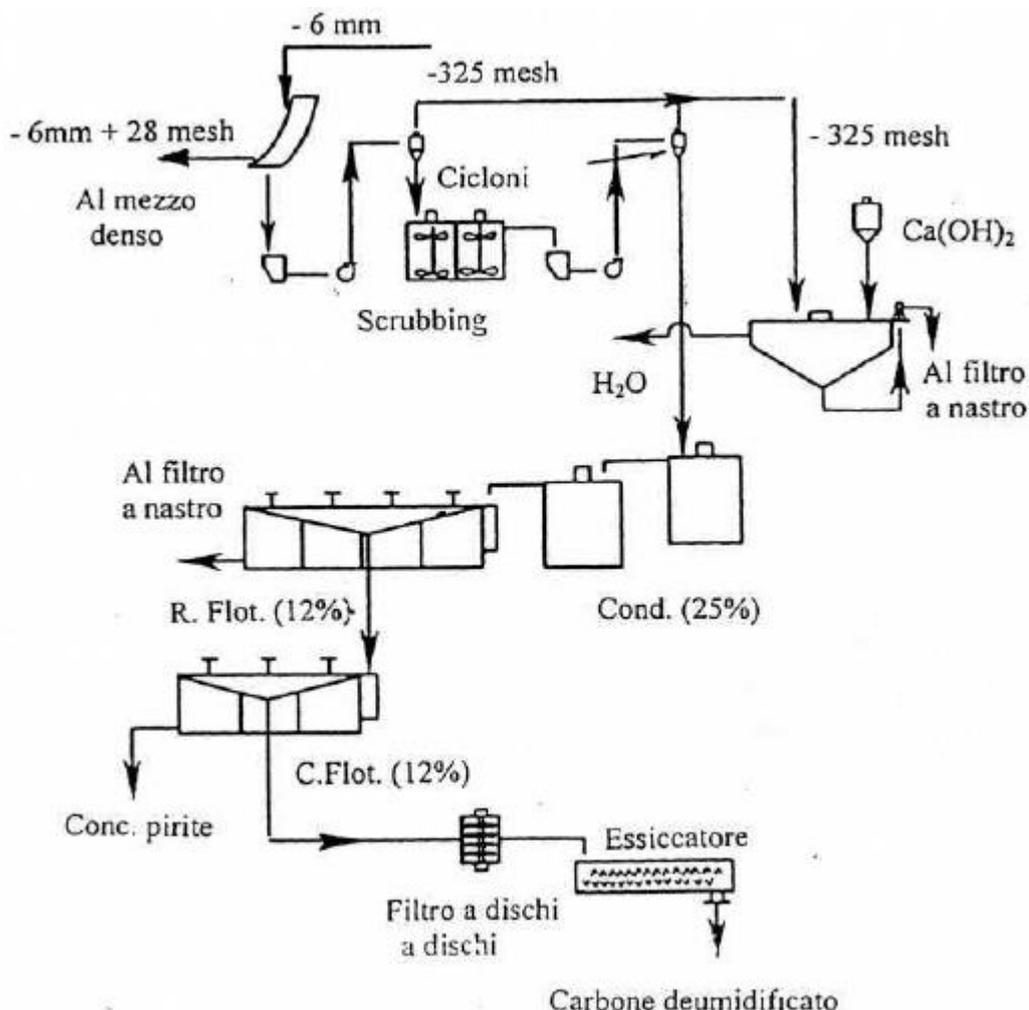
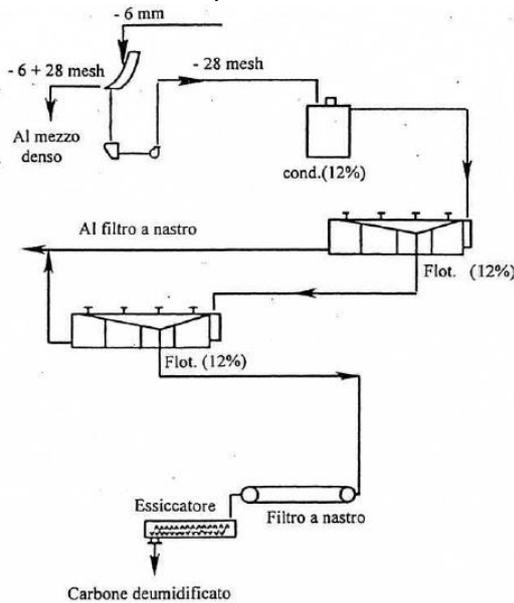


Figura 3.4.12-Circuito di flottazione per il trattamento di grezzi carboniferi contenenti una elevata percentuale di zolfo piritico e di argilla



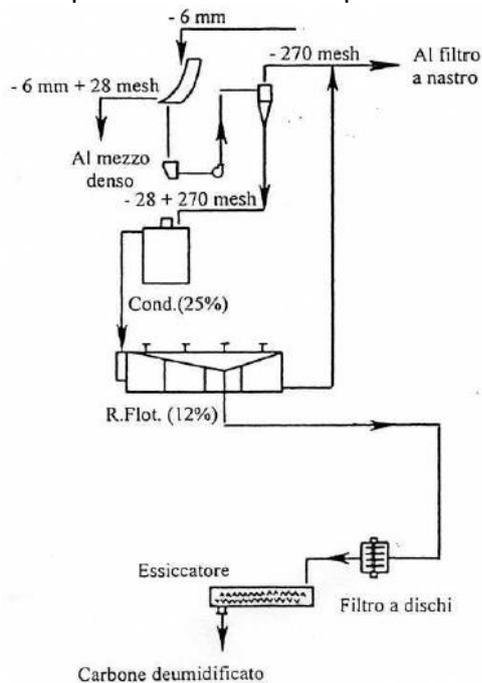
Il circuito di figura 3.4.12 è indicato per il trattamento di grezzi carboniferi contenenti una elevata percentuale di zolfo piritico e di argilla. Una azione di scrubbing è necessaria per effettuare una slimatura prima della flottazione. Questa operazione rimuove le argille fini dalla superficie delle particelle di carbone, mentre il ciclone elimina le argille dal circuito di flottazione. Si è trovato che la granulometria -28+325 mesh poteva essere flottata senza l'impiego di un circuito separato, dal momento che il circuito sgrossamento-finitura veniva usato per ottenere il massimo rigetto dello zolfo piritico. Si è utilizzato ancora, nel primo condizionamento, del cloruro ferrico per deprimere la pirite.

Figura 3.4.13-Circuito di flottazione per il trattamento di carboni di basso rango, con basso contenuto di zolfo pirritico



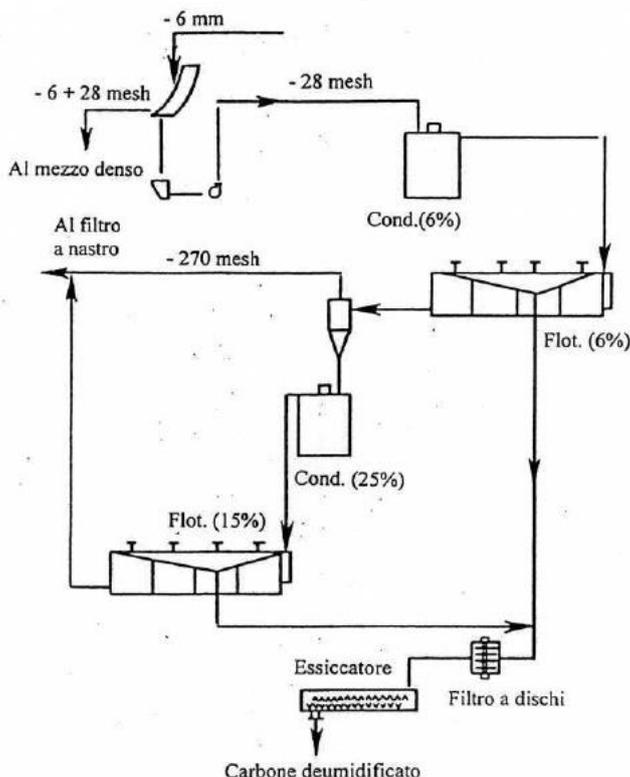
Il circuito di figura 3.4.13 è indicato per il trattamento di carboni di basso rango, con basso contenuto di zolfo pirritico. Si è trovato che una operazione di sgrossamento della classe -28 mesh, seguita da un rilavaggio, è un trattamento sufficiente per ottenere un prodotto lavato accettabile.

Figura 3.4.14-Circuito di flottazione per trattare grezzi carboniferi aventi un basso tenore in zolfo pirritico e una elevata percentuale di argille



Lo schema di figura 3.4.14 è indicato per trattare grezzi carboniferi aventi un basso tenore in zolfo pirritico e una elevata percentuale di argille; inoltre la frazione -270 mesh ha un contenuto in ceneri sufficientemente alto da poter essere considerato un prodotto sterile.

Figura 3.4.15-Circuito di flottazione per trattare grezzi carboniferi con basso contenuto di zolfo piritico ed elevato contenuto di argille



Lo schema di figura 3.4.15 è indicato per trattare grezzi carboniferi con basso contenuto di zolfo piritico ed elevato contenuto di argille; inoltre la frazione granulometrica -270 mesh non possiede un contenuto in ceneri tale da poter essere inviata a rifiuto, prima della flottazione.

In questo circuito la classe -28 mesh viene flottata inizialmente con una bassa concentrazione di solido (6 %). Il rifiuto dello sgrossamento viene inviato ad un ciclone per essere slimato. L'underflow del ciclone viene poi flottato con una concentrazione di solido del 15 %, e il prodotto flottato viene poi inviato al filtro a dischi e quindi all'essiccatore.

Processi di agglomerazione con olio per l'arricchimento delle granulometrie fini dei carboni

Durante i lavori minerari, a causa delle tecniche di coltivazione sempre più meccanizzate, o per la frantumazione resa necessaria per liberare le impurità disseminate nei carboni, viene prodotta una notevole quantità di granulometrie fini di carbone, una grande quantità della quale si perde come rifiuto.

I fini di carbone, sono inquinati da una notevole quantità di materie minerali e devono pertanto essere trattati opportunamente, per ottenere un prodotto commerciale. Tanto più fine è la granulometria del carbone tanto meno efficienti e tanto più costose risulteranno le tecniche convenzionali dei processi di epurazione.

Le norme sul rispetto dell'ambiente, unitamente alle perdite di prezioso materiale combustibile contenuto nelle fini granulometrie, non permettono di scartare questi fini come rifiuti.

Tra le tecniche usate per il trattamento delle granulometrie fini, la flottazione è quella maggiormente utilizzata, tuttavia anche le tecniche di agglomerazione con olio si dimostrano abbastanza efficienti ed economiche, per il recupero dei fini di carbone.

Principi del processo di agglomerazione con olio

La bagnabilità preferenziale delle particelle oleofile/idrofiliche, per mezzo di oli, costituisce la base fondamentale per la separazione di determinati materiali da sospensioni acquose per mezzo dell'agglomerazione. Questa selettività permette alle particelle di carbone di essere recuperate dall'olio, e alle altre sostanze di rimanere nella sospensione acquosa.

In presenza di una adeguata quantità di olio e di una sufficiente agitazione meccanica, le particelle di carbone ricoperte d'olio collidono fra di loro e formano degli agglomerati: ciò è dovuto alla tensione interfacciale dell'olio e all'attrazione capillare dei "ponti" d'olio tra le particelle. Da un punto di vista termodinamico, la forza che agisce per rendere bagnabili d'olio, e ottenere la successiva agglomerazione delle particelle, è la riduzione dell'energia totale di superficie del sistema. Pertanto il risultato favorevole del processo di agglomerazione con olio dipende dalle proprietà di superficie delle particelle di solido e di quelle dell'olio.

Il processo è maggiormente efficace se:

- L'energia di superficie all'interfaccia solido-acqua è alta.
- L'energia di superficie all'interfaccia solido-olio è bassa.
- L'energia di superficie all'interfaccia olio-acqua è alta.

Le antraciti e i carboni bituminosi rispondono meglio delle ligniti, a causa della loro elevata energia di superficie all'interfase solido-acqua e alla più bassa energia di superficie all'interfase solido-olio

In generale, le particelle di carbone sono recuperate dall'agglomerazione con olio, mentre rimangono nella sospensione le particelle idrofiliche come scisti, argille e gesso. Le particelle di pirite, che sono generalmente idrofobiche, vengono recuperate, in questo processo, insieme ai fini di carbone. Tuttavia, con un appropriato condizionamento della torbida, le particelle di pirite possono essere rese meno idrofobiche al fine di migliorare l'efficacia dell'agglomerazione con olio, anche come tecnica di desolforazione (quando questo è possibile).

Da un punto di vista della cinetica del processo, l'agitazione meccanica è una delle variabili principali; essa è necessaria per portare le particelle ricoperte d'olio vicine tra di loro, in modo che le forze responsabili dell'agglomerazione possano diventare operanti. Il tempo di agitazione, insieme alla quantità d'olio e al tipo di olio, determina il grado di formazione degli agglomerati e le loro dimensioni finali.

Uno studio, per stabilire la relazione tra la densità degli oli e il loro effetto sul recupero della materia combustibile, venne effettuato dai ricercatori Sun e Mc Morris. Essi giunsero alla conclusione che gli oli con densità compresa tra 0,70 e 0,85 g/cm³ erano quelli che avevano una maggiore efficacia, mentre gli oli di densità inferiore a 0,64 o maggiore di 0,97 g/cm³ non erano efficaci. Essi inoltre trovarono che gli oli di bassa densità avevano una viscosità troppo bassa per attrarre le particelle, le une verso le altre, in grossi agglomerati, mentre gli oli di elevata viscosità non si disperdevano abbastanza bene nella torbida in modo da ricoprire tutte le particelle e dare luogo quindi ad una agglomerazione completa.

Essi tuttavia hanno lavorato con un tempo di agitazione relativamente basso (inferiore al minuto) e gli effetti da essi osservati erano dovuti all'idrodinamica del sistema. Prove effettuate

dai ricercatori del National Research Council of Canada (NRCC) hanno dimostrato che con tempi di agitazione più lunghi si ottenevano recuperi abbastanza elevati anche con oli di elevata viscosità.

Si ha una immagine diversa se si considera l'attitudine dei differenti oli ad eliminare i costituenti inorganici dei fini di carbone. In questo caso gli oli più viscosi e più densi forniscono delle percentuali di ceneri più elevate nei prodotti agglomerati. Questi oli complessi, con densità superiore a $0,9 \text{ g/cm}^3$, contengono quantità più elevate di costituenti inorganici come l'azoto, l'ossigeno e i composti solforati, che non consentono di fare previsioni sulle proprietà di umidificazione e sulla loro azione superficiale. Questi gruppi funzionali sono capaci di condizionare le sostanze minerali del carbone e di renderle più idrofobiche, conducendole ad unirsi alle particelle di carbone, fornendo quindi dei tenori in ceneri più elevati di quelli che si ottengono con oli più leggeri.

E' vantaggioso che gli oli più leggeri forniscano dei risultati migliori, tenendo presente che essi sono più facili da disperdere nella torbida.

Da tutte queste osservazioni si deduce che non sono state ancora ben identificate le variabili specifiche, relative alle interazioni degli oli con le torbide di carbone. Per questa ragione, non può essere tratta alcuna conclusione finale e non si può stabilire alcuna scelta degli oli per una applicazione specifica. Comunque, una scelta appropriata dell'olio richiede: una opportuna conoscenza delle proprietà del carbone che deve essere agglomerato, la qualità dell'olio utilizzato e il metodo di miscelazione.

Influenza della natura del carbone

Secondo i ricercatori Capes e Mc Ilhinney, i carboni subbituminosi di rango inferiore e le ligniti si distinguono dai carboni bituminosi per il loro elevato contenuto di ossigeno e per la natura idrofila delle loro superfici. Gli oli leggeri che vengono impiegati con successo per i carboni bituminosi non possono "bagnare" i carboni di rango inferiore e non formano agglomerati discontinui, quando vengono agitati in una torbida costituita da questi carboni. In questo caso gli oli più pesanti, come quelli derivati dal catrame, e i prodotti grezzi del petrolio, nonché i loro componenti a punto di ebollizione elevato, costituiscono gli agenti di condizionamento. Sembra che i gruppi funzionali dell'azoto, dell'ossigeno e dello zolfo presenti in questi oli complessi possano adsorbirsi sulla superficie, relativamente idrofila, di questi carboni di rango inferiore per formare degli agglomerati distinti, ed eliminare una parte delle loro impurità inorganiche libere.

Variabili più significative del processo

Le operazioni del processo di agglomerazione con olio sono dettate dall'obiettivo finale, cioè dal recupero del carbone dai rifiuti delle dighe e dalle acque di scarico degli sterili. Per raggiungere questi obiettivi sono importanti: una scelta appropriata ed una conoscenza approfondita delle variabili del processo.

Le variabili del processo includono il tipo e le dimensioni degli apparecchi per l'agglomerazione, i quali possono essere costituiti da una semplice vasca di agitazione o da unità più sofisticate. Le variabili operative comprendono:

- La velocità dell'agitatore.
- La concentrazione di solido nella torbida.
- Il pH e la temperatura della torbida.
- La quantità e il metodo di dispersione dell'olio.

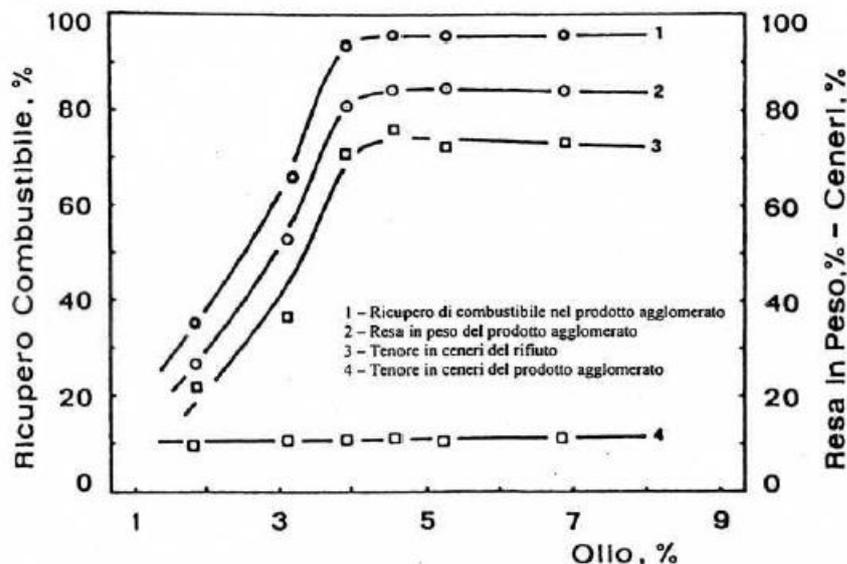
La scelta di ciascuna di queste variabili dipende dalla granulometria e dalle proprietà del carbone che deve essere trattato.

La letteratura fornisce al riguardo abbondanti notizie, mettendo in evidenza l'influenza di queste variabili sul processo di agglomerazione con olio. Tuttavia, non si possono trarre conclusioni generali e definitive, specialmente da un punto di vista quantitativo, relativamente alla loro influenza sul risultato del processo. Le informazioni più valide, riguardanti l'influenza della velocità dell'agitatore e la percentuale di solido nella torbida, possono essere usate, talvolta, nella scelta di queste variabili in quanto esse non dipendono in grande misura dal tipo di carbone. La scelta del pH della torbida e quella dei reattivi di condizionamento è completamente governata dalle proprietà di superficie del carbone e perciò deve essere studiata per ciascuna applicazione specifica.

Nel diagramma, riportato in figura 3.5.1, vengono evidenziati i risultati ottenuti nell'agglomerazione di fini di carbone Sulcis, utilizzando i seguenti valori delle variabili:

- Concentrazione di solido, in peso, = 5 %.
- Densità dell'olio = 0,9886 g/cm³.
- Granulometria del solido = - 0,3 mm.
- Tempo di condizionamento = 1 minuto.
- Tempo di agitazione = 3 minuti.
- Velocità di rotazione della girante = 10.000 giri/min.

Figura 3.5.1

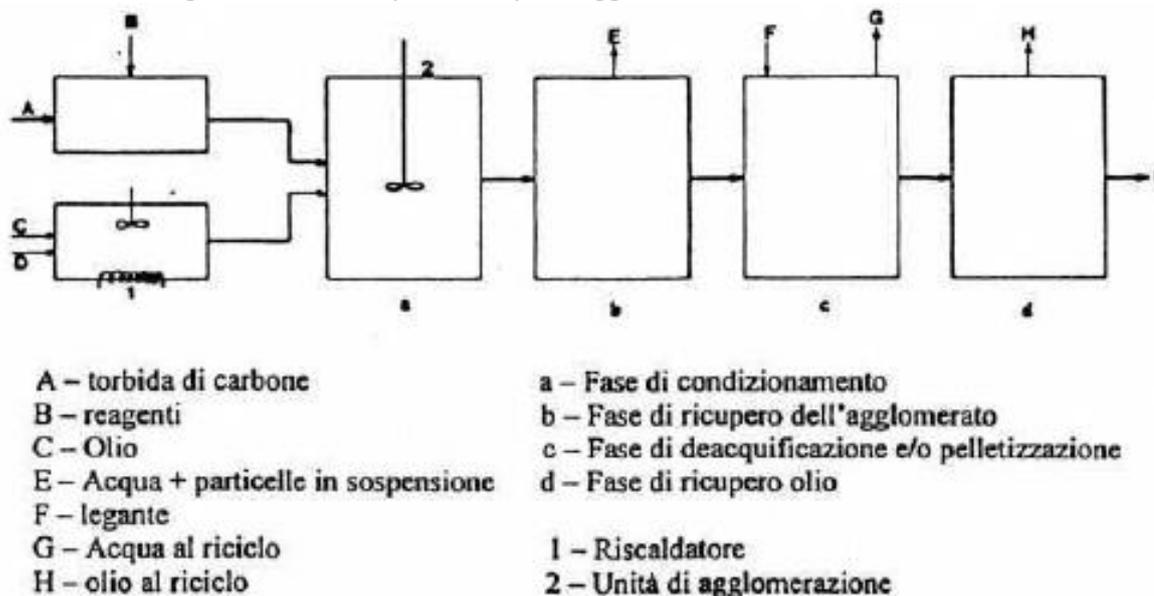


Schema generale del processo di agglomerazione

Un tipico processo di agglomerazione con olio può essere costituito da vari stadi, come quelli riportati nello schema di figura 3.5.2, e che riguardano:

- Condizionamento della torbida.
- Riscaldamento dell'olio ed emulsione.
- Contatto torbida-olio e agglomerazione del carbone; recupero del carbone agglomerato; deacquificazione e/o pelletizzazione.

Figura 3.5.2-Schema generalizzato di processo per l'agglomerazione con olio



E' anche possibile, in uno schema particolare, avere la combinazione di due o più stadi, che formerebbero in tal caso un unico stadio.

Per recuperare l'olio dal prodotto agglomerato potrebbe essere aggiunto uno stadio ulteriore.

In alcuni processi di agglomerazione con olio, può essere richiesto il condizionamento per modificare le caratteristiche di superficie delle particelle. Per esempio, come prima ricordato, reagenti chimici possono essere aggiunti per rendere idrofiliche le particelle di pirite.

Il riscaldamento e il pre-emulsione dell'olio possono consentire, con buoni risultati, l'uso di oli pesanti meno costosi, e l'ottenimento di una selettività uguale o migliore di quella che può essere ottenuta con oli leggeri e di maggior costo.

L'agitazione e il contatto sono le fasi in cui si miscela l'olio con la torbida, in modo che le particelle di carbone siano ricoperte d'olio e si formino, per collisione, agglomerati con altre particelle ricoperte d'olio, realizzando l'agglomerazione del carbone.

Nel quarto stadio, il recupero del prodotto agglomerato viene effettuato raccogliendo le schiume degli agglomerati, dall'alto se viene utilizzato un agitatore con cella, oppure scaricando il prodotto su un vaglio.

In alcuni casi (specialmente dove si utilizzano apparecchiature diverse dalla semplice vasca di agitazione) il prodotto agglomerato è recuperato da un dispositivo sink-float in una vasca di sedimentazione. Lo stadio finale è costituito dalla deacquificazione degli agglomerati di carbone. Quest'ultimo processo può essere effettuato nei modi seguenti:

- Accumulando i prodotti agglomerati e consentendo il drenaggio naturale dell'acqua.
- Facendo uso di vagli vibranti, griglie curve, centrifughe, o di una combinazione di queste apparecchiature.

Lo stadio finale potrebbe comportare un'ulteriore fase di trattamento sul prodotto già agglomerato.

Tipi di processo di agglomerazione con olio

Tra i vari processi di agglomerazione con olio, per grezzi carboniferi, posso essere ricordati i seguenti:

1)-Processo Trent

E' stato il primo processo di agglomerazione con olio ad essere utilizzato per il trattamento del carbone. Il più grande degli impianti che utilizzava questa tecnica trattava 600 t/giorno. Le variabili più significative del processo erano le seguenti:

- Concentrazione di solido nella torbida 40 %.
- Granulometria del solido - 100 mesh.
- Quantità di olio 30 % in peso di gasolio (riferito al carbone secco).
- Velocità agitatore 150 giri/min.

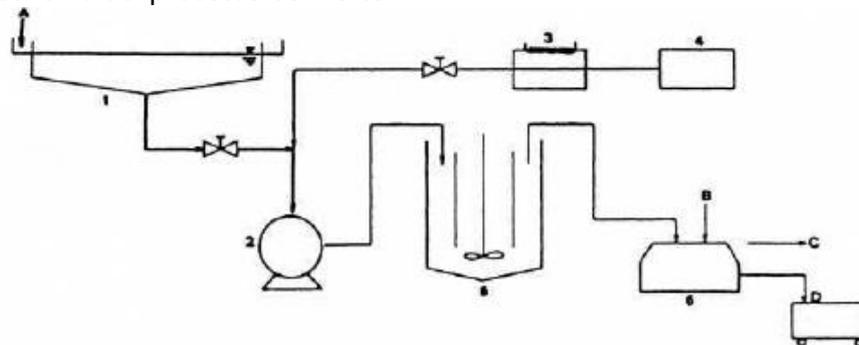
Il prodotto agglomerato aveva dimensioni di circa 25 mm e conteneva il 4 % di ceneri.

I costi del processo risultavano così elevati che il carbone non poteva essere venduto come combustibile per la produzione di vapore, ma poteva essere solamente commercializzato, dopo bricchettazione, come "supercombustibile". Comunque, a causa degli alti costi, il processo venne presto abbandonato.

2)-Processo Convertol

Questo processo, a differenza del processo Trent (che consumava una grande quantità di olio) utilizzava una percentuale di olio variabile dal 3 al 10 %. Il processo Convertol si proponeva di arricchire i fini di carbone per utilizzarli in un forno a coke, e non come combustibile per caldaie. Uno schema del processo è riportato in figura 3.5.3

Figura 3.5.3-Schema del processo Convertol



A - torbida di carbone	2 - Unità di agglomerazione
B - Acqua	3 - Riscaldatore dell'olio
C - Acqua + Sterili	4 - Contenitore dell'olio
D - Prodotto	5 - Condizionatore d'acqua
I - Addensatore	6 - Centrifuga

Alcuni dati caratteristici del processo Convertol, vengono qui appresso riportati:

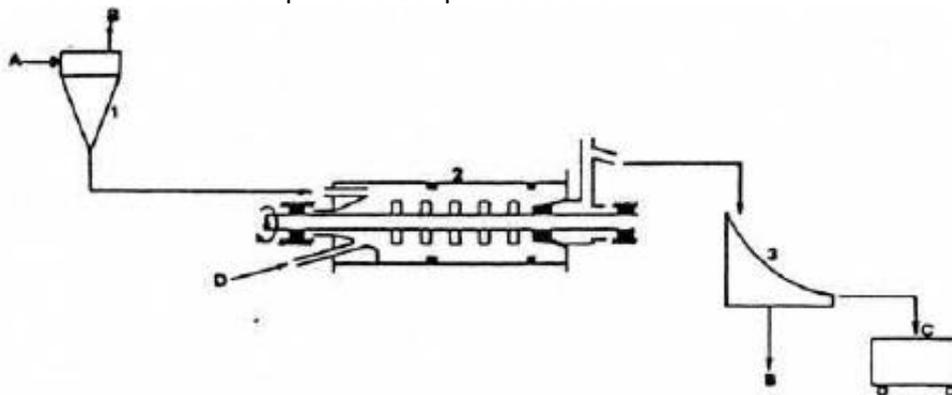
- Concentrazione di solido nella torbida 40-45 %.
- Quantità di kerosene 10 %.
- Granulometria del materiale: 80 % sotto 200 mesh.
- Recupero di combustibile 80 %.
- Recupero di olio, oltre il 95 %.
- Tempo di agitazione 4-5 minuti.
- Velocità di agitazione elevata.

3)-Processo Shell

Questo processo è stato studiato dalla Shell per eliminare le particelle carboniose delle acque di lavaggio dei processi di gassificazione. Il contenuto di tali particelle era dell'1-2 % in peso. Le particelle (di circa 5 µm) formavano una dispersione stabile e resistente alla rimozione meccanica.

L'apparecchio, il cui schema è riportato in figura 3.5.4, è costituito da un cilindro, all'interno del quale ruota un albero munito di alette. Il sistema permette di ottenere, con un solo apparecchio, l'effetto che si otteneva con una serie di apparecchi, di tipo diverso.

Figura 3.5.4-Schema semplificato del processo Shell



- | | |
|------------------------|-----------------------------|
| A - Torbida di carbone | 1 - Cono addensatore |
| B - Acqua di rifiuto | 2 - Unità di agglomerazione |
| C - Prodotto | 3 - Griglia curva |
| D - Olio | |

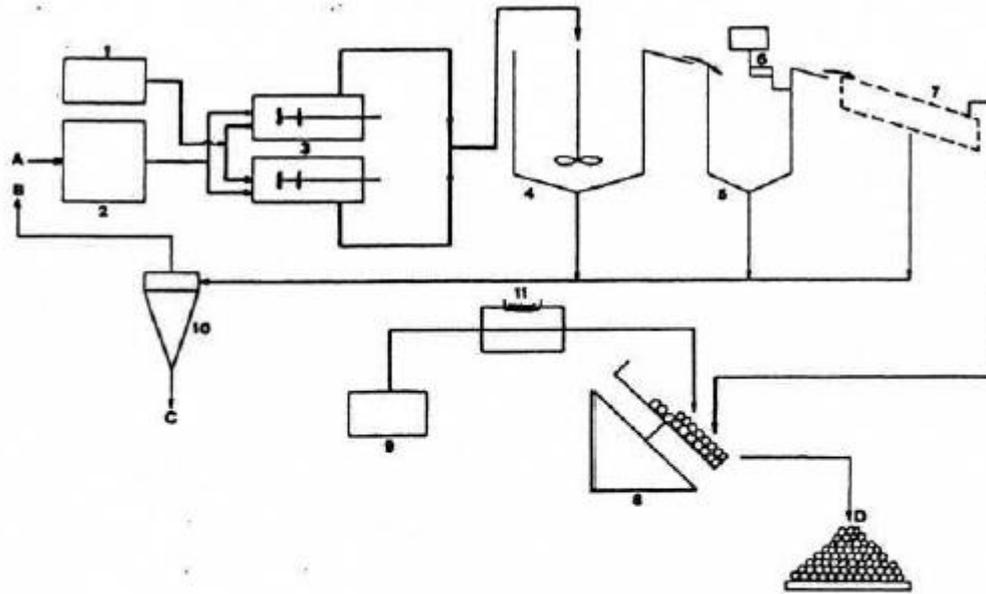
L'applicazione di questo separatore-pelletizzatore, per il recupero dei fini di carbone ha fornito ottimi risultati. Si possono infatti ottenere recuperi di carbone di oltre il 95 %, con uno sterile avente un contenuto di ceneri dell'85-90 %, utilizzando dal 9-15 % di olio pesante, in una torbida di carbone avente il 20 % di solido.

Esistono molti altri processi di agglomerazione con olio; tra di essi possono essere ricordati i seguenti:

- Processo NRCC (National Research Council of Canada).
- Processo OLIFLOC.
- Processo CFRJ (Central Fuel Research Institute - India).
- Processo BHP (Broken Hill Proprietary).

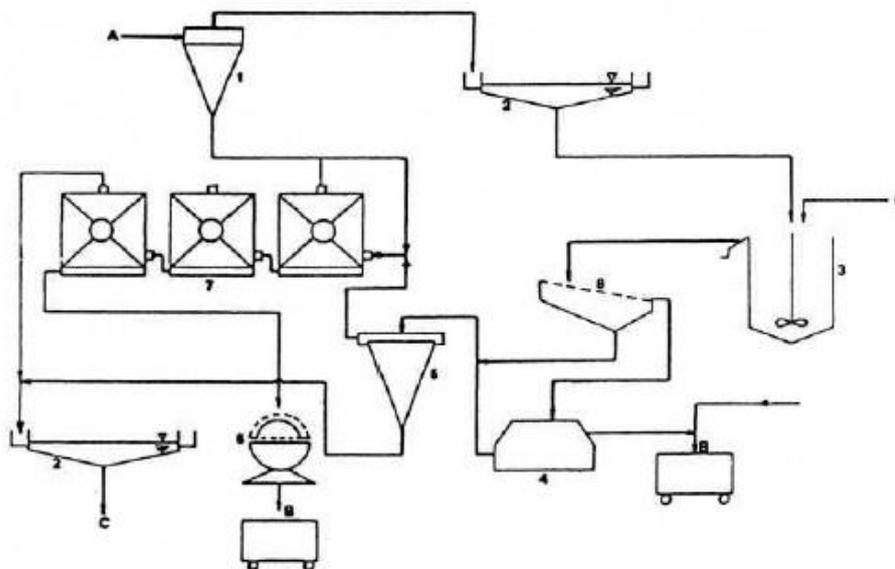
Di questi processi riportiamo lo schema di trattamento.

Figura 3.5.5-Schema del processo NRCC



- | | |
|-----------------------------|------------------------------|
| A - Alimentazione dei fini | 5 - Vasca di sedimentazione |
| B - Acqua al riciclo | 6 - Schiumatore |
| C - Rifiuto | 7 - Vaglio deacquificatore |
| D - Prodotto | 8 - Disco di pelletizzazione |
| 1 - Serbatoio dell'olio | 9 - Contenitore dell'olio |
| 2 - Vasca della torbida | 10 - Idrociclone |
| 3 - Miscelatori | 11 - Riscaldatore dell'olio |
| 4 - Unità di agglomerazione | |

Figura 3.5.6-Schema del processo Olifloc



- | | |
|------------------------|-----------------------------|
| A - Torbida di carbone | 3 - Unità di agglomerazione |
| B - Prodotto | 4 - Vaglio centrifugo |
| C - Sterili | 5 - Idroseparatoro |
| D - Olio | 6 - Filtro |
| 1 - Idrociclone | 7 - Celle di flottazione |
| 2 - Addensatore | 8 - Vaglio vibrante |

Figura 3.5.7-Schema del processo CFRI

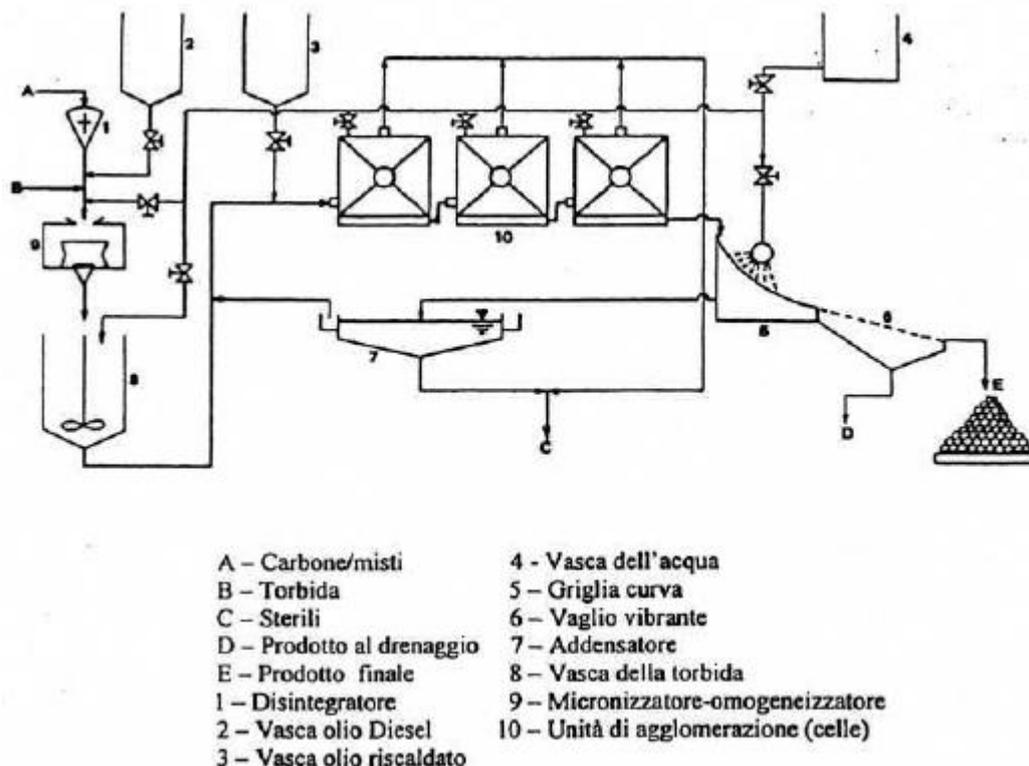
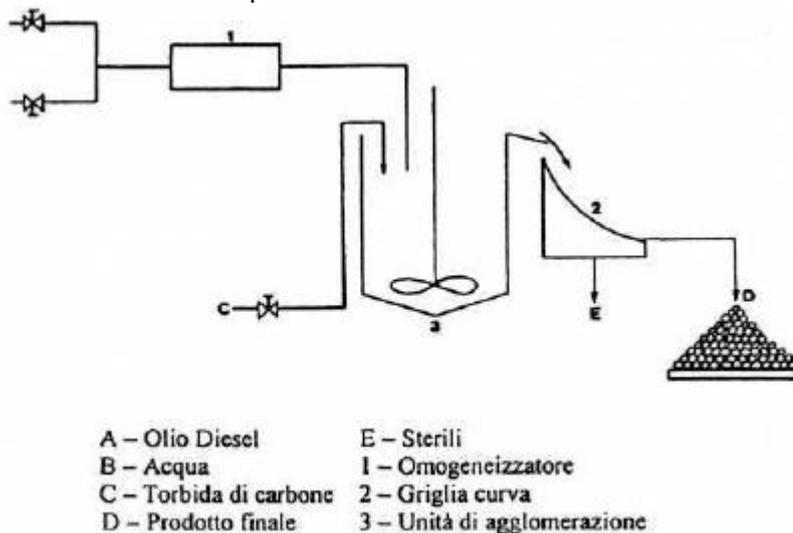


Figura 3.5.8-Schema del processo BHP



Considerazioni economiche sul processo di agglomerazione

Il fattore che maggiormente incide sul costo del processo è chiaramente il costo dell'olio. Tuttavia per valutare l'economicità di questo trattamento, e poterlo correttamente confrontare con i possibili processi alternativi, si deve anche tenere conto del maggior valore commerciale del prodotto ottenibile.

Quando l'agglomerazione con olio è utilizzata per il recupero del carbone da impiegare nelle caldaie, il costo dell'olio è, parzialmente recuperabile in quanto le calorie aggiunte al carbone, da parte dell'olio, possono essere vendute.

Una valutazione economica dei processi di agglomerazione con l'olio per l'epurazione dei carboni è stata presentata (Mehrotra e AL 1980) insieme ad un possibile processo di flottazione-filtrazione-essiccazione termica. I costi di investimento, per l'agglomerazione con l'olio, si suppongono inferiori a quelli di altri processi alternativi quando vengono utilizzati, in particolare, oli leggeri.

Inoltre, se nel processo alternativo è prevista anche l'essiccazione termica, i costi di investimento per l'agglomerazione con olio possono essere ancora inferiori di circa 1/3 dei costi di investimento per un progetto basato sulla flottazione.

Una analisi conclusiva ha stabilito che l'agglomerazione con olio può essere economica se si tiene conto dei seguenti fattori:

- Aumentato recupero delle materie combustibili.
- Aumentato recupero del potere calorifico dovuto all'aggiunta di olio.
- Benefici aggiuntivi per la manipolazione del prodotto derivanti dalla sua natura priva di polveri e dalle sue caratteristiche anticongelanti, per i costi di investimento più bassi e per l'eliminazione dei problemi dovuti all'essiccazione termica.

Vantaggi connessi al processo di agglomerazione con olio.

Uno dei vantaggi, e certamente il più importante, che questa tecnica di concentrazione presenta è la capacità di separare selettivamente il carbone dalle materie minerali. Frequentemente si recupera dal 92-98 % del potere calorifico contenuto, con una bassa selettività nei riguardi della pirite che, se non depressa, viene recuperata insieme al carbone.

La seconda funzione dell'agglomerazione è la deacquificazione dei fini di carbone. E noto infatti che eliminando la fase di deacquificazione e di essiccazione, dove è possibile, si avrà chiaramente un sostanziale vantaggio.

Lo scopo più frequente della deacquificazione dei fini di carbone è quello di migliorarne la manipolazione e prevenire il congelamento; un altro scopo è quello di ridurre il peso, dovuto alla quantità d'acqua contenuta, quando il carbone deve essere trasportato a distanza.

Nel caso in cui i fini vengano essiccati, la polvere causata dalla manipolazione determina una perdita, oltre a generare inquinamento. L'agglomerazione con olio può fornire invece un prodotto che si comporta come una sostanza non congelabile e priva di polveri. Questo aspetto è di particolare importanza quando la proporzione dei fini è elevata.

Si deve tuttavia ricordare che l'agglomerazione con olio presenta uno svantaggio, che del resto è comune a molti processi mineralurgici riferiamo alla possibilità di eliminare lo zolfo piritico dai carboni. Nessuno dei processi di agglomerazione, finora utilizzati, si è dimostrato efficace per l'eliminazione dello zolfo.

Mezey e altri ricercatori affermano, a questo proposito, che i reattivi classici utilizzati nella flottazione per eliminare la pirite dal carbone, sono meno efficaci qualora impiegati nel processo di agglomerazione con olio.

IL MERCATO DEL CARBONE

Introduzione

Numerosi enti specializzati in risorse energetiche, e in carbone in particolare, producono periodicamente rapporti e statistiche la cui lettura permette di ottenere importanti informazioni circa l'evoluzione del mercato carbonifero e di formulare ipotesi circa il ruolo che il carbone potrà avere nel futuro e la persistenza nel tempo del suo utilizzo.

Dal 2006 al 2012, nonostante le difficoltà che hanno influenzato negativamente le economie di gran parte del mondo industrializzato, il consumo mondiale annuo di carbone ha continuato ad aumentare fino a raggiungere mediamente una percentuale di incremento pari all'1,5 %. Nello stesso periodo il consumo mondiale di petrolio è sceso dello 0,9-1,0 % mentre è rimasto pressoché stabile il consumo di gas naturale denunciando un aumento medio dello 0,3 %.

Ciò è spiegabile considerando la forte crescita economica dei paesi del continente asiatico, i progressi conseguiti con le tecnologie volte al contenimento delle emissioni di ossidi di zolfo, di ossidi di azoto e di particolato, l'aumento dell'efficienza dei processi di combustione, con i rendimenti che sono cresciuti da valori del 34-36 % a circa il 45 %, con la proporzionale riduzione dell'emissioni di CO₂.

Nel mondo il 42 % dell'energia elettrica è prodotta dal carbone, la cui produzione nel 2014 si attesta a 7,2 miliardi di tonnellate, in leggera crescita rispetto ai 7,1 miliardi del 2013. Mentre per il 20 % è prodotta dal nucleare e per il 17 % da gas naturale.

Nell'ultima decade, a livello mondiale, circa la metà dell'aumento dei consumi di energia è stato soddisfatta dal carbone.

La media dei paesi del G8 vede generalmente una quota pari al 60 % circa della produzione di energia elettrica, generata da un mix variabile di carbone e nucleare.

In Europa, la quota di energia elettrica prodotta da carbone è del 28% seguita dal nucleare con un peso del 27%.

L'Italia, pur non facendo ricorso al nucleare, ha la quota di utilizzo di carbone più bassa rispetto alla media europea, in particolare, caso unico in Europa, la produzione di energia elettrica nel 2014 è provenuta mediamente per il 37 % da gas naturale, per il 37 % da rinnovabili, e solo per un 13 % dal carbone. Alcuni studi (Assocarboni) hanno indicato che tale mix dovrebbe essere più equilibrato favorendo l'uso del carbone.

Un mix più equilibrato permetterebbe una minore dipendenza da una singola fonte garantendo l'approvvigionamento costante e sicuro di energia, al contrario di quanto accade nella situazione attuale in cui, a causa della dipendenza dal gas, si potrebbe rischiare un eventuale black-out nazionale se i rifornimenti dovessero venir meno.

L'uso del carbone in Italia e il relativo bilancio tra importazioni ed esportazioni mostrano che l'utilizzo del carbone è lontano dal cessare e per questo le comunità scientifiche si devono adoperare affinché il suo utilizzo sia connesso a minori impatti di natura ambientale che inevitabilmente esso produce. L'uso del carbone e il suo utilizzo in una forma il più sostenibile possibile sono incentivati anche dall'Unione Europea che invita a valorizzare i carboni indigeni anche nell'ottica di una maggiore diversificazione delle fonti energetiche.

Nel 2014 diverse nazioni hanno incrementato le loro importazioni di carbone da vapore: Brasile (+16 %), Turchia (+13 %), Germania (+6 %), Giappone (+5 %) e Spagna (+3 %). Invece sono rimaste stabili le importazione globali dell'Europa pari a 216 milioni di tonnellate.

Anche il commercio mondiale via nave ha avuto un aumento del 5 % attestandosi su 12 miliardi di tonnellate (di cui 900 milioni di tonnellate di carbone da vapore e 300 milioni di tonnellate di carbone metallurgico)

Inoltre i dati fornite dall'International Energy Agency (IEA), dicono che gli impianti a carbone producono il 40 % dell'energia elettrica mondiale (2012) e che nei prossimi 10 anni si avrà il raddoppio della produzione di energia elettrica mondiale e il 66 % di questo aumento della produzione provverrà dal carbone.

Un fattore limitante potrebbe derivare da eventuali politiche degli stati aventi come obiettivo la riduzione delle emissioni di CO₂, ma ad esse si contrapporrà il miglioramento delle tecnologie di combustione che portano ad una riduzione di queste emissioni e l'affermarsi di tecniche quali la cattura e lo stoccaggio in siti geologici dell'anidride carbonica.

I dati consuntivi del 2014 per l'Italia sono invece in calo. A causa della chiusura della centrale termoelettrica di Vado Ligure, la situazione di stallo dell'ILVA a Taranto e il perdurare della congiuntura economica sfavorevole; le importazioni di carbone da vapore sono diminuite dell'11 % rispetto al 2013, attestandosi a 18 milioni di tonnellate e, inoltre, sono diminuite del 15 % rispetto all'anno precedente le importazioni di carbone per uso metallurgico e PCI (Pulverized Coal Injection); che si attestano a 4 milioni di tonnellate a fine 2014.

In particolare lo steam coal è destinato a tre usi energetici: la maggior parte nelle centrali elettriche, poi come combustibile per la produzione di calore e vapore per determinati tipi di utenza (uso domestico, agricoltura servizi pubblici e commerciali, trasporti etc) e una piccola parte nel PCI negli altiforni per miscelarlo col coking coal (anche questo uso viene comunque considerato quale un uso energetico).

Vediamo nel dettaglio per alcuni dei maggiori paesi esportatori la situazione del mercato mondiale del carbone, secondo le ultime stime di Assocarboni.

Indonesia: nel 2014 è stato il maggior esportatore al mondo di carbone da vapore, con 338 milioni di tonnellate, ben 68 milioni in più del 2011. Il maggior acquirente è la Cina seguita dall'India e dalla Corea del Sud.

Colombia: da fonti ANM (Agencia Nacional Mineraria), sono state prodotte nell'anno 2014 in Colombia un totale di 88,5 milioni di tonnellate di carbone, con un aumento del 3,6 % rispetto al 2013.

Questi dati confermano che il carbone è la più importante risorsa mineraria del paese, infatti è il principale prodotto esportato dal paese andino dopo il petrolio. È atteso inoltre un ulteriore aumento della produzione.

Nel 2013 il 18 % del carbone utilizzato nelle centrali termoelettriche italiane è stato importato dalla Colombia.

Sudafrica: le esportazioni sono aumentate nel 2014 del 4 % rispetto all'anno precedente.

Russia: l'export di Mosca si è incrementato del 3 % rispetto al 2013.

Australia: l'export è aumentato dell'8 % rispetto al 2013.

Cina: il paese ha consumato nel 2012 quasi 3,7 miliardi di tonnellate, oltre la metà di tutto il consumo globale (più di 6 miliardi di tonnellate), per la maggior parte di produzione interna e per quasi 290 milioni di tonnellate d'importazione.

Stati Uniti: la produzione nel 2012 è leggermente diminuita rispetto al biennio precedente, attestandosi intorno a 820 milioni di tonnellate. Di queste solo una piccola parte è stata esportata, circa 113 milioni di tonnellate.

Giappone: il 2011 è stato l'anno della chiusura di Fukushima e del conseguente spegnimento temporaneo di molti altri reattori nucleari, ma la concomitante crisi economica ha fatto sì che le importazioni di carbone scendessero del 5 % rispetto all'anno precedente, attestandosi a 175,2 milioni di tonnellate. Il previsto rafforzamento, per gli anni successivi, vista la forzata riconversione a carbone di buona parte della produzione elettrica finora affidata al nucleare, ha

iniziato a concretizzarsi nel 2012 con una importazione cresciuta a circa 184 milioni di tonnellate.

Gran Bretagna: le importazioni di “steam coal” hanno proseguito anche nel corso del 2012 a crescere passando da 26 milioni di tonnellate del 2011 a più di 39 milioni di tonnellate nel 2012. Per quanto riguarda il “coking coal” nel 2012 è continuata, se pur con minore intensità, la flessione già riscontrata nel 2011. Le importazioni si sono attestate intorno a 5,1 milioni di tonnellate.

Germania: le importazioni nel 2012 sono aumentate attestandosi sui 49 milioni di tonnellate, alle quali si aggiunge la produzione interna annua di lignite per circa 185 milioni di tonnellate.

Le ragioni per le quali il carbone è ancora oggi una delle più importanti fonti energetiche e la cui importanza nello scenario mondiale è destinata, come si è visto, a crescere, dipendono dai seguenti fattori:

E' abbondante: grandi riserve di carbone sono presenti in molte aree (è estratto in oltre 50 paesi).

E' sicuro: è un minerale stabile e pertanto il trasporto, lo stoccaggio e l'uso non implicano grandi rischi.

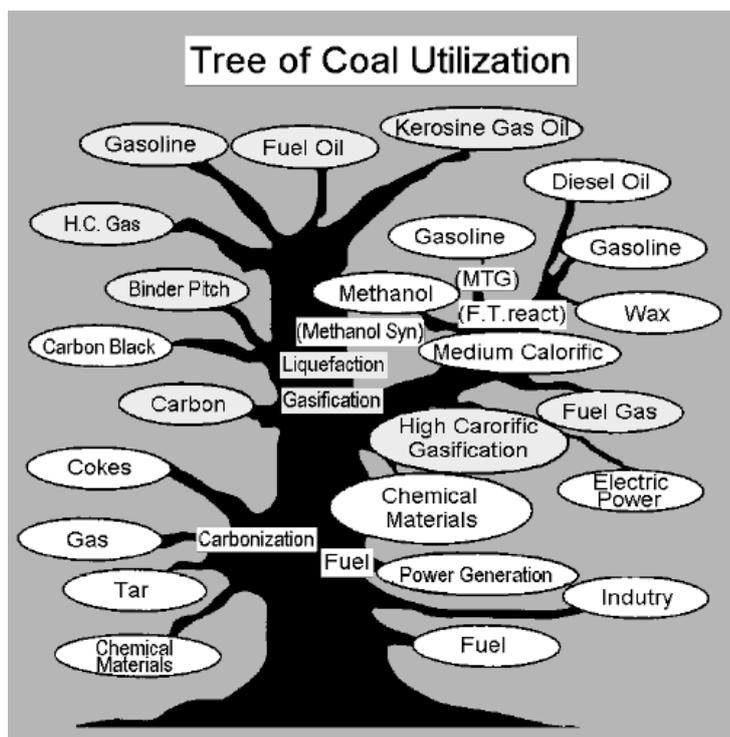
E' affidabile: le abbondanti riserve ne garantiscono l'approvvigionamento a un prezzo competitivo.

E' pulito: l'attuale tecnologia consente di bruciarlo con ridotto impatto ambientale.

E' economico: globalmente è un combustibile molto competitivo per la generazione di elettricità.

Altri molteplici possibili usi del carbone sono indicati nella figura seguente che mostra come il carbone sia molto flessibile e utilizzato in vari settori, non solo in quello della produzione di energia, anche se questo mantiene senza dubbio il primato.

Figura 4.1.1-Schematizzazione delle forme di utilizzo del carbone



La situazione italiana

Il carbone che viene consumato in Italia proviene da paesi come Australia, Stati Uniti, Indonesia, Sud Africa, Colombia, Canada, che offrono una certezza di approvvigionamento, rispetto all'instabilità del gas, data la distribuzione diversificata in diversi continenti dei giacimenti di questo fossile e l'abbondanza della sua produzione, peraltro in crescita.

Per quanto riguarda le importazioni di carbone metallurgico l'Italia soddisfa le sue necessità con le importazioni che provengono principalmente da Australia, Stati Uniti e Canada.

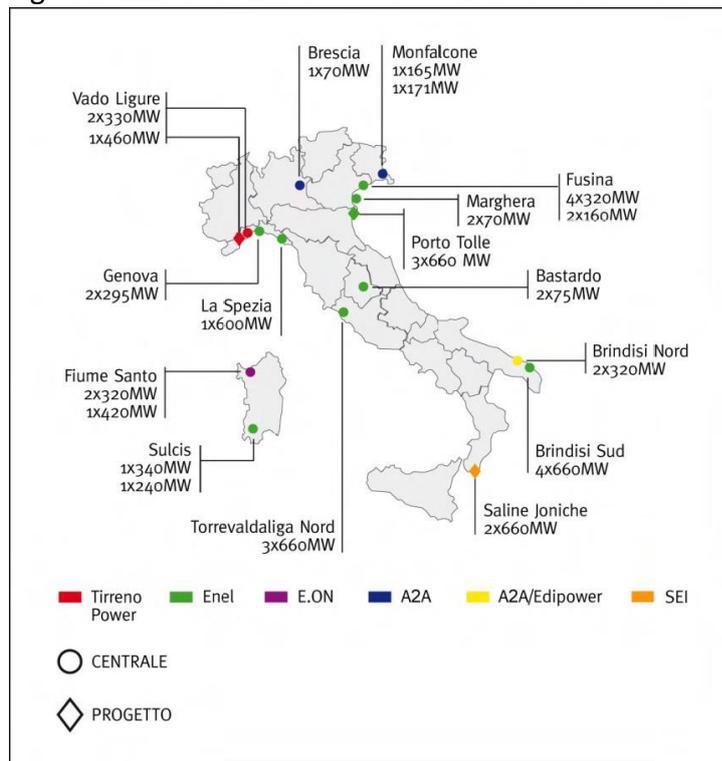
Le centrali termoelettriche a carbone stanno acquisendo una relativa compatibilità ambientale dati gli sviluppi tecnologici, comprese le innovative tecniche di CCS (Carbon Capture & Storage), sostenute anche dalla stessa UE.

Tra i progetti innovativi recenti si segnala quello realizzato dall'Enel in collaborazione con l'Eni presso la centrale Federico II di Brindisi per realizzare un impianto pilota di cattura e sequestro della CO₂.

Esistono anche altri impianti italiani all'avanguardia nella tecnologia, come ad esempio l'impianto di Torrevaldaliga Nord a Civitavecchia, che ha un rendimento effettivo medio in energia elettrica, rispetto al potenziale energetico della materia prima immessa, del 46%, contro una efficienza media europea del 35%.

L'Italia risulta essere classificata bene nelle graduatorie internazionali della compatibilità ambientale: 9 centrali a carbone su 13 sono certificate Emas, la certificazione ambientale di standard europeo, più severa rispetto alla certificazione Iso 14001.

Figura 4.1.2-Centrali termoelettriche italiane a carbone



Impianto di Saline Joniche

A Saline Joniche, una località sul mar Tirreno non lontano da Gioia Tauro, nel comune di Montebello Jonico, provincia di Reggio Calabria, è prevista una centrale termoelettrica alimentata a carbone della potenza nominale di 1.320 MW. Il progetto prevede la realizzazione di due linee gemelle, ciascuna della potenza nominale di 660 MW. La tecnologia che sarà adottata, è la cosiddetta USC (Ultra Super Critica) “a polverino”, che consentirà di ottenere un’efficienza di conversione nell’energia prodotta del 45%. E’ previsto inoltre che la movimentazione del carbone avverrà integralmente in strutture completamente chiuse, depressurizzate ed automatizzate, il tutto per abbattere al massimo la dispersione di polveri lungo il percorso dalle carboniere alle caldaie di combustione.

Infine, va ricordato che il progetto è predisposto per la cattura del 100 % della CO₂ e che tra le prescrizioni formulate dal Ministero dell’Ambiente nel Decreto VIA c’è anche un impianto pilota di cattura e stoccaggio.

Il TAR del Lazio nel 2015 ha accettato il ricorso presentato contro il decreto della Presidenza del Consiglio dei ministri e contro la valutazione d’impatto ambientale, fermando la prosecuzione del progetto della centrale a carbone.

Impianto di Porto Tolle.

E’ prevista la conversione a carbone (con relativo impianto CCS) della centrale termoelettrica a olio combustibile Enel di Porto Tolle, in provincia in Rovigo. Trattasi della la realizzazione di tre sezioni a carbone e parzialmente a biomasse, da poco meno di 2000 MW complessivi. Attualmente è costituita da 4 sezioni alimentate ad olio combustibile, della potenza di 660 MW ciascuna, entrate in esercizio tra il 1980 e il 1984. Gli elementi innovativi caratterizzanti questo progetto sono l’incremento di efficienza di generazione dal 38 % al 45 % e l’utilizzo delle migliori tecniche

disponibili per l'abbattimento delle emissioni in atmosfera, che consentono le migliori prestazioni ambientali oggi possibili.

Il nuovo impianto prevede inoltre la possibilità di utilizzare biomasse, in base alla disponibilità del territorio, in combustione mista con il carbone, permettendo di ridurre le emissioni complessive di anidride carbonica derivanti dal processo di combustione.

Nell'impianto, la movimentazione del carbone tramite nastri trasportatori chiusi, depressurizzati ed automatizzati, avverrà a partire dal prelievo dalla fase finale del trasporto marittimo, fino all'immissione in caldaia.

Impianti di Porto Marghera e di Fusina

Nell'area di Porto Marghera (Venezia) sono presenti due centrali termoelettriche: la "Giuseppe Volpi" di Porto Marghera e la "Andrea Palladio" di Fusina.

La "Volpi" è la più antica centrale presente nel polo industriale veneziano. La sua costruzione risale al 1926. E' composta attualmente da due sezioni da 70 MW ciascuna.

Più grande e più moderna la centrale Palladio, costruita negli anni '60-'70 ed oggi costituita da quattro unità attive: due da 320 MW, una da 171 MW ed una da 165 MW. La centrale avvia ogni anno, a co-combustione con il carbone, sino a 70.000 tonnellate di rifiuti prodotti nell'area di Venezia. Infine, all'inizio del 2010 l'Enel ha realizzato a Fusina anche la prima centrale alimentata ad idrogeno: la combustione avviene in una turbina a gas da 12 MW, recuperando i fumi di scarico ad alta temperatura per migliorare il rendimento della vicina sezione a carbone. La centrale è integrata nel polo petrolchimico di Porto Marghera, dal quale preleva l'idrogeno, prodotto di scarto del cracking dell'etilene. La centrale a idrogeno fa parte di un progetto di ricerca più ampio, finanziato in parte dalla Comunità Europea.

Entrambe le centrali hanno conseguito la Registrazione Emas.

Impianto di Vado Ligure

La centrale di Vado Ligure, costruita negli anni sessanta, è costituita da un'unità a ciclo combinato da 793 MW, che utilizza due turbogas alimentati a gas naturale, e da due unità a carbone da 330 MW ognuna, inaugurate entrambe nel 1971 e in seguito sottoposte a più revisioni. Il nuovo modulo a ciclo combinato, entrato in esercizio commerciale nel corso del 2007, è stato realizzato sostituendo una vecchia unità alimentata a carbone ed olio combustibile. L'impianto è caratterizzato dalla presenza di due ciminiere alte circa 200 metri e da un deposito del carbone, collegato al porto da un nastro trasportatore chiuso ed in depressione. La centrale termoelettrica di Vado Ligure è certificata ISO 14001 e registrata EMAS.

Impianto di Brescia

La Centrale di cogenerazione "Lamarmora" di Brescia, funzionante anche a carbone, produce, contemporaneamente energia elettrica e calore. Ha una potenza di 134 MW elettrici installati; 301 MW termici in cogenerazione e 58 MW termici in produzione semplice. La centrale è stata realizzata per essere alimentata con tre combustibili: olio combustibile denso (OCD) a basso tenore di zolfo, carbone fossile bituminoso ad alto tenore di volatili e gas naturale.

Impianto di Monfalcone

La centrale termoelettrica a carbone di Monfalcone, in provincia di Gorizia, è attualmente alimentata da carbone ed olio combustibile denso (OCD), con biomasse in co-combustione.

Fin dal 2001, fra i primi impianti di produzione di energia elettrica in Italia, la centrale di Monfalcone ha la certificazione ambientale ISO 14001, alla quale dopo qualche mese si è aggiunta

la registrazione volontaria EMAS. La certificazione ISO 9001 è stata ottenuta nel 2010 per lo scarico navi a carbone, il deposito, la movimentazione interna e la consegna di rinfuse solide da navi, nonché per il processo di produzione di ceneri volanti derivanti dalla combustione di carbone fossile con o senza biomasse a marcatura CE.

L'effetto di sollevamento di polveri di carbone dal parco e da tutte le strutture interessate alla sua movimentazione (ponti gru di scarico navi, nastri trasporto) è stato drasticamente ridotto adottando agli inizi degli anni '90 varie modifiche impiantistiche. Le più importanti sono state la realizzazione del nuovo sistema di trasporto del carbone mediante nastri intubati, di potenzialità maggiore ed ubicati su un percorso lontano dalla zona residenziale e la realizzazione di un impianto fisso per l'umidificazione superficiale del carbone in parco. Vengono adottate anche metodologie appropriate per lo stoccaggio e la movimentazione del carbone. A prevenzione di possibili emissioni polverulente e di sversamenti a mare di carbone durante le fasi di scarico, la gru è attrezzata con uno scaricatore di nuova concezione.

Impianto di Fiume Santo

La Centrale termoelettrica di Fiume Santo si trova in provincia di Sassari, a ovest di Porto Torres. Si compone di 4 sezioni termoelettriche convenzionali con ciclo a vapore surriscaldato (due sezioni da 160 MWe alimentate a olio combustibile denso e due sezioni da 320 MWe alimentate a carbone) e da due sezioni turbogas da 40 MWe ognuna alimentata a gasolio, installate di recente per la stabilizzazione e la sicurezza della rete di trasmissione in alta tensione di competenza del Gestore Nazionale della Rete.

Il carbone, utilizzato in centrale dal giugno 2003 esclusivamente presso le sezioni 3 e 4, è approvvigionato con navi carboniere dalle quali, tramite due gru situate in banchina e dotate di benne mobili, è caricato nelle tramogge di alimentazione del nastro trasportatore e da questi al parco. Dal parco il carbone è prelevato mediante una macchina combinata e depositato sul nastro trasportatore che alimenta le tramogge delle sezioni 3 e 4.

La capacità del deposito di carbone, situato nell'area adiacente alle sezioni 3 e 4, è di 300.000 tonnellate.

Dopo l'ottenimento dell'Autorizzazione Integrata Ambientale (maggio 2010) è stata avviata la costruzione dell'impianto per l'utilizzo delle biomasse, in co-combustione con il carbone, nell'unità termoelettrica numero 3.

Impianto di Torrevaldaliga

La centrale di Torrevaldaliga Nord, nel comune di Civitavecchia, è un impianto termoelettrico a carbone con una capacità totale di 1980 MW installati, fornendo elettricità a metà del Lazio.

La centrale è costituita da tre sezioni funzionanti a vapore, alimentate a carbone, con una capacità di 660 MW cadauna.

L'impianto è equipaggiato con depositi coperti ("Domes") per lo stoccaggio del carbone, realizzati con strutture reticolari in alluminio e completamente automatizzati. Il carbone all'interno dei "Domes" viene così completamente separato dall'ambiente esterno.

L'impiego di caldaie tecnologicamente evolute (a polverino di carbone) garantisce rendimenti di esercizio molto elevati per questa tipologia di impianti (fino al 45 %).

Tutte le fasi di movimentazione e di stoccaggio del minerale avvengono all'interno di strutture completamente chiuse, depressurizzate e automatizzate, dallo scarico della nave sino alla camera di combustione. Questa soluzione, consente di rendere trascurabili le possibilità di dispersione delle polveri in atmosfera, che a "cielo aperto" avrebbero invece rappresentato una fonte di inquinamento.

Impianto di Brindisi Nord

La centrale termoelettrica di Brindisi Nord era stata concepita per bruciare olio combustibile denso, e venne successivamente riconvertita a carbone mantenendo però la possibilità di bruciare anche l'olio combustibile denso, a supporto o in alternativa al carbone. La potenza lorda generata in esercizio proviene da quattro gruppi convenzionali di cui due alimentati a carbone a bassissimo tenore di zolfo.

Oggi la centrale di Brindisi Nord, è dotata di certificazione OHSAS (Occupational Health and Safety Assessment Series), standard internazionale che fissa i requisiti che deve avere un sistema di gestione a tutela della sicurezza e della salute dei lavoratori).

Impianto di Brindisi Sud

La centrale "Federico II" di Brindisi Sud ha una potenza complessiva di 2.640 MW (4 sezioni da 660 MW).

Di recente è stata scelta come sede per testare un'innovativa tecnologia, la CCS (Carbon Capture & Storage–Cattura e stoccaggio della CO₂) che consente di catturare la CO₂, uno dei principali gas serra, dai fumi in uscita dagli impianti 1a combustibili fossili, di trasportarla e sequestrarla in un sito geologicamente sicuro. Con l'obiettivo, in linea con la Piattaforma Europea Zero Emission Fossil Fuel Power Plants (ZEP), di rendere possibili centrali elettriche a combustibili fossili a zero emissioni entro il 2020, grazie alla tecnologia di cattura e stoccaggio della CO₂.

L'impianto è certificato ISO 14001 e OHSAS 18001.

Impianto Sulcis

La centrale termoelettrica Sulcis è situata nella zona industriale di Portovesme, a circa 2 km dal centro abitato di Portoscuso, su una superficie di circa 63 ha attualmente la centrale Sulcis "Grazia Deledda" è costituita da due sezioni, per una potenza complessiva di 590 MW (Sulcis 2 da 350 MW, Sulcis 3 da 240 MW).

La sezione Sulcis 2 rappresenta uno dei più grandi gruppi a letto fluido circolante al mondo (350 MW), e consente di ottenere, oltre ad un miglioramento del rendimento termico, anche un minore impatto ambientale. Questa sezione è in grado di utilizzare, in co-combustione con il carbone, biomasse di origine vegetale fino ad una potenza termica pari al 15 % dell'energia in entrata.

Anche la sezione 3 è autorizzata all'utilizzo di biomasse in co-combustione con il carbone, fino ad un massimo del 5 % dell'energia in entrata.

L'impianto è certificato ISO 14001, EMAS ed OHSAS 18001.

Impianto di Bastardo

La centrale di Bastardo, alimentata a carbone e gasoli, fornisce, nel periodo di maggiore attività, fino il 20 % del fabbisogno energetico regionale umbro.

Impianto di La Spezia

La centrale termoelettrica di La Spezia è una delle strutture di produzione energetica di maggior rilievo d'Italia (1,3 gigawatt di potenza), producendo quasi il 3 % del fabbisogno nazionale. L'impianto termoelettrico, in particolare, si compone di 2 sezioni a ciclo combinato da 340 megawatt, alimentate a gas naturale, e da una sezione policombustibile da 600 megawatt alimentata a carbone e olio combustibile denso. Quest'ultima sezione è la seconda in Italia per potenza installata (insieme alla centrale di Torrevaldaliga Nord e dopo gli impianti di Brindisi).

Impianto di Genova

La centrale di Genova è costituita da tre gruppi termoelettrici per una potenza complessiva di 300 megawatt. L'impianto utilizza carbone o olio combustibile denso, ma anche gasolio e oli a basso contenuto di zolfo, sebbene questi ultimi vengano impiegati solo nelle prime fasi d'avviamento. Le caldaie installate nella centrale sono infatti del tipo policombustibile, ovvero in grado di funzionare con solo olio combustibile, con solo carbone o con combustione mista.

Il parco carbone ha una capacità di stoccaggio di circa 80.000 tonnellate, e rifornisce l'impianto attraverso un sistema di nastri trasportatori chiusi.

Classificazione delle risorse e delle riserve

Il carbone non è una fonte rinnovabile, occorre quindi conoscere quanto carbone è ancora disponibile e per quanti anni. Ci sono numerose valutazioni di quanto carbone è rimasto da estrarre, basate su diversi gradi di certezza geologica e fattibilità economica.

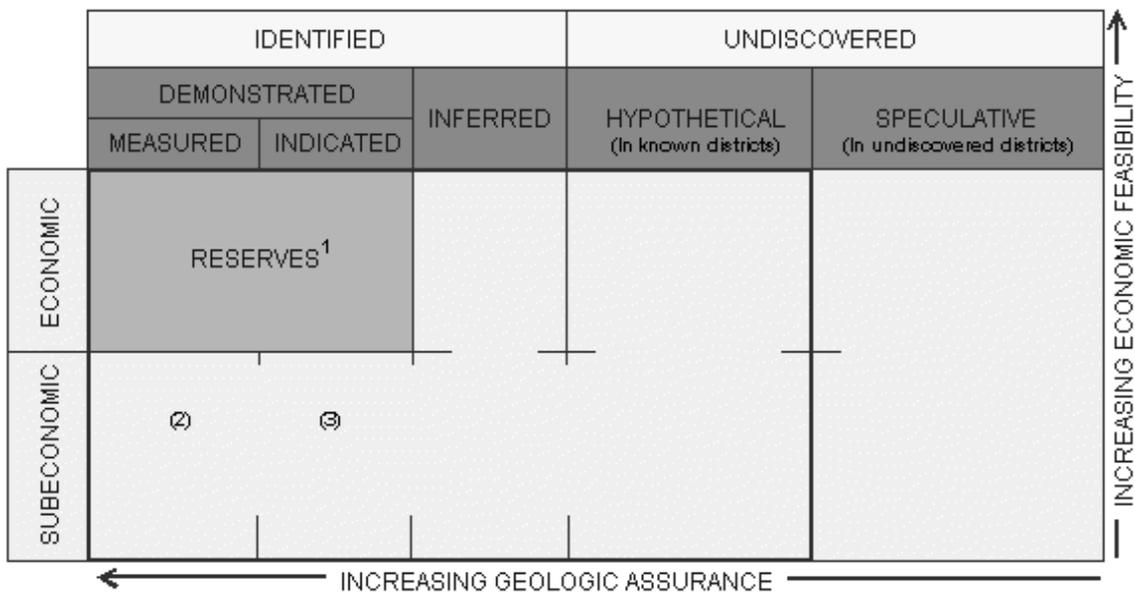
A tal proposito, al fine di poter comparare tutti i dati, l'USGS (US Geological Survey) e l'US Bureau of Mines hanno elaborato un sistema di classificazione delle risorse di carbone sviluppato in due fasi temporali successive, la prima nel 1976 e la seconda conclusasi nel 1989. Questi due sistemi si basano sul concetto che i depositi di carbone sono classificati in funzione del loro grado di identificazione geologica e sulla possibilità tecnica ed economica di recupero.

La principale suddivisione è quella tra risorse e riserve. Per risorse di carbone si intende la quantità stimata di carbone nella terra tale che la sua estrazione economica sia realmente o potenzialmente effettuabile. Si parla invece di riserve di carbone riguardo a quella parte di risorse che sono ritenute estraibili con profitto sotto certe condizioni di mercato.

La classificazione prevede una categorizzazione delle risorse e delle riserve secondo quanto indicato nei modelli concettuali sottoesposti.

Il primo modello presentato nel *Geological Survey Bulletin 1450-B* del 1976 è mostrato in figura 4.2.1.

Figura 4.2.1-Classificazione secondo il modello del *Geological Survey Bulletin 1450-B* del 1976



In questo modello le risorse di carbone sono indicate nella scala orizzontale aumentando di certezza verso sinistra in accordo con il loro grado di sicurezza geologica, mentre nella scala verticale aumentano verso l'alto in accordo con il loro grado di possibilità di recupero tecnologico ed economico.

In questo modello si distinguono:

- Risorse (Resources): concentrazione di carbone tale che la sua estrazione economica sia possibile attualmente o potrebbe diventarlo in futuro.
- Risorse identificate (Identified Resources): Specifici depositi di carbone la cui localizzazione, rango, qualità e quantità sono conosciuti con evidenza geologica supportata da misure ingegneristiche.
- Risorse non ancora scoperte (Undiscovered): depositi di carbone che si suppone esistano sulla base delle conoscenze geologiche e della teoria.
- Riserve (Reserves): quella porzione delle risorse identificate che possono essere estratte economicamente al tempo della loro determinazione. Le riserve sono ottenute applicando un fattore di recupero alle riserve di base.
- Fattore di recupero (Recovery Factor): la percentuale di tonnellate totali di carbone che si stima siano recuperabili per una data area in relazione al tonnellaggio totale che si stima esserci nelle riserve di base.
- Risorse identificate sub-economiche (Sub-economic Identified Resources): La parte delle risorse di carbone che costituiscono le risorse dimostrate (Demonstrated) e dedotte (Inferred) che sono ora estraibili economicamente.
- Risorse ipotetiche (Hypothetical Resources): risorse di carbone in depositi che potrebbero ragionevolmente esistere in distretti minerari conosciuti sulla base di condizioni geologiche conosciute. In genere le risorse ipotetiche sono in ampie aree dei campi carboniferi dove non sono state fatte osservazioni e l'evidenza può essere raggiunta con lavori di perforazione, pozzi e altri metodi di prospezione. Queste esplorazioni, che confermano la loro esistenza e definiscono la loro qualità e quantità, permettono la loro classificazione come riserve o risorse identificate sub-economiche.
- Risorse speculative (Speculative Resources): carbone non ancora scoperto in depositi che si possono verificare in tipi conosciuti di situazioni geologiche favorevoli, dove non sono stati

ancora trovati, o in depositi che devono essere ancora studiati ed esplorati. Anche in questo caso se le esplorazioni confermassero la loro esistenza potranno essere classificate come riserve o risorse identificate sub-economiche.

Esigenze successive legate alla necessità di uniformare i criteri di classificazione delle risorse e delle riserve di carbone con quelli degli altri minerali hanno portato i medesimi enti a proporre la modifica del modello concettuale suddetto (Geological Survey Circular 891-1989) e proponendo i modelli concettuali illustrati nella seguente figura.

Figura 4.2.2-Classificazione secondo il modello della circolare Geological Survey Circular 891-1989

RESOURCES OF COAL
AREA: (MINE, DISTRICT, FIELD, STATE, ETC.) UNITS: (SHORT TONS)

CUMULATIVE PRODUCTION	IDENTIFIED RESOURCES			UNDISCOVERED RESOURCES	
	DEMONSTRATED		INFERRED	PROBABILITY RANGE	
	MEASURED	INDICATED		HYPOTHETICAL	SPECULATIVE
ECONOMIC	BASE RESERVE		INFERRED RESERVE BASE	+	
MARGINALLY ECONOMIC					
SUBECONOMIC	SUBECONOMIC RESOURCES		INFERRED SUBECONOMIC RESOURCES		
OTHER OCCURRENCES	INCLUDES NONCONVENTIONAL MATERIALS				
BY: (AUTHOR)	DATE:				

A PORTION OF RESERVES OR ANY RESOURCE CATEGORY MAY BE RESTRICTED FROM EXTRACTION BY LAWS OR REGULATIONS.

RESOURCES OF COAL
AREA: (MINE, DISTRICT, FIELD, STATE, ETC.) UNITS: (SHORT TONS)

CUMULATIVE PRODUCTION	IDENTIFIED RESOURCES			UNDISCOVERED RESOURCES	
	DEMONSTRATED		INFERRED	PROBABILITY RANGE	
	MEASURED	INDICATED		HYPOTHETICAL	SPECULATIVE
ECONOMIC	RESERVES		INFERRED RESERVES	+	
MARGINALLY ECONOMIC	MARGINAL RESERVES		INFERRED MARGINAL RESERVES		
SUBECONOMIC	SUBECONOMIC RESOURCES		INFERRED SUBECONOMIC RESOURCES		
OTHER OCCURRENCES	INCLUDES NONCONVENTIONAL MATERIALS				
BY: (AUTHOR)	DATE:				

A PORTION OF RESERVES OR ANY RESOURCE CATEGORY MAY BE RESTRICTED FROM EXTRACTION BY LAWS OR REGULATIONS.

FIGURE 1.—Format and classification of coal resources by reserves and subeconomic resources categories.

Questo modello si basa sul concetto secondo cui le risorse di carbone sono classificate in risorse-riserve di base-riserve, in riferimento al grado di sicurezza geologica e di fattibilità economica della coltivazione. Questa classificazione tiene conto dell'eventuale influenza da modifiche normative, ambientali e di sviluppo tecnologico.

La sicurezza geologica è legata alla distanza dal punto in cui il carbone è prelevato e analizzato, dallo spessore del carbone e dello strato di ricoprimento, dalla conoscenza della qualità, del rango e dell'evoluzione deposizionale del carbone, dall'estensione dei depositi e dalle relazioni tra questi e le rocce di letto e di tetto e dalla conoscenza della struttura geologica.

La possibilità di recupero economico è influenzata non solo da fattori fisici e chimici quali lo spessore dello strato di carbone, lo strato di ricoprimento, la qualità e il rango del carbone ma anche da variabili economiche come la quotazione del carbone e le sue fluttuazioni in funzione della domanda e dell'offerta, il costo delle attrezzature, dell'estrazione, del lavoro, del trattamento, del trasporto, le tasse e i tassi di interesse, e, come detto, da variabili legate all'evoluzione della normativa ambientale e giuridica.

Il sistema di classificazione è stato pensato per definire la quantità di carbone presente in una data area, prima dell'estrazione (risorse originali) e dopo l'attività estrattiva (risorse rimanenti).

Il sistema tiene conto, per i depositi di carbone in fase di esplorazione, di fattori che individuano delle sotto categorie come:

- distanza standard dal punto di misurazione dello spessore (risorse misurate, indicate, dedotte e ipotetiche)
- similarità con altri depositi carboniferi in fase di estrazione (riserve di base e riserve di base dedotte)
- possibilità attuale di recupero economico (riserve e riserve dedotte)
- potenzialità di recupero economico in caso di cambiamenti nella situazione economica (riserve marginali e riserve marginali dedotte)
- sub-economicità in quanto depositi poco spessi, troppo profondi o persi nella miniera (lost in mining, come i pilastri lasciati in situ, nel caso di coltivazione con camere e pilastri)

Il documento evidenzia i fattori che hanno creato difficoltà nella categorizzazione delle risorse e delle riserve nei sistemi di classificazione. Una prima difficoltà è la scarsa conoscenza dei geologi e degli ingegneri che devono individuare le risorse e le riserve al fine della valutazione economica del giacimento, dei trasporti, del trattamento.

In secondo luogo si segnala l'estrema variabilità dello scenario economico che rende difficoltose le valutazioni in questo settore.

Esiste anche una variabilità dal punto di vista giuridico e normativo.

Per tentare di superare tale difficoltà è stato fatto ricorso al concetto di riserva di base che identifica il carbone sulla base di criteri chimici e fisici quali lo spessore e la qualità dello strato di ricoprimento, il rango, il potere calorifico e la distanza dal punto di misura etc.. Tali criteri sono stati scelti in modo da includere tra le riserve di base anche una parte delle riserve attualmente sub economiche.

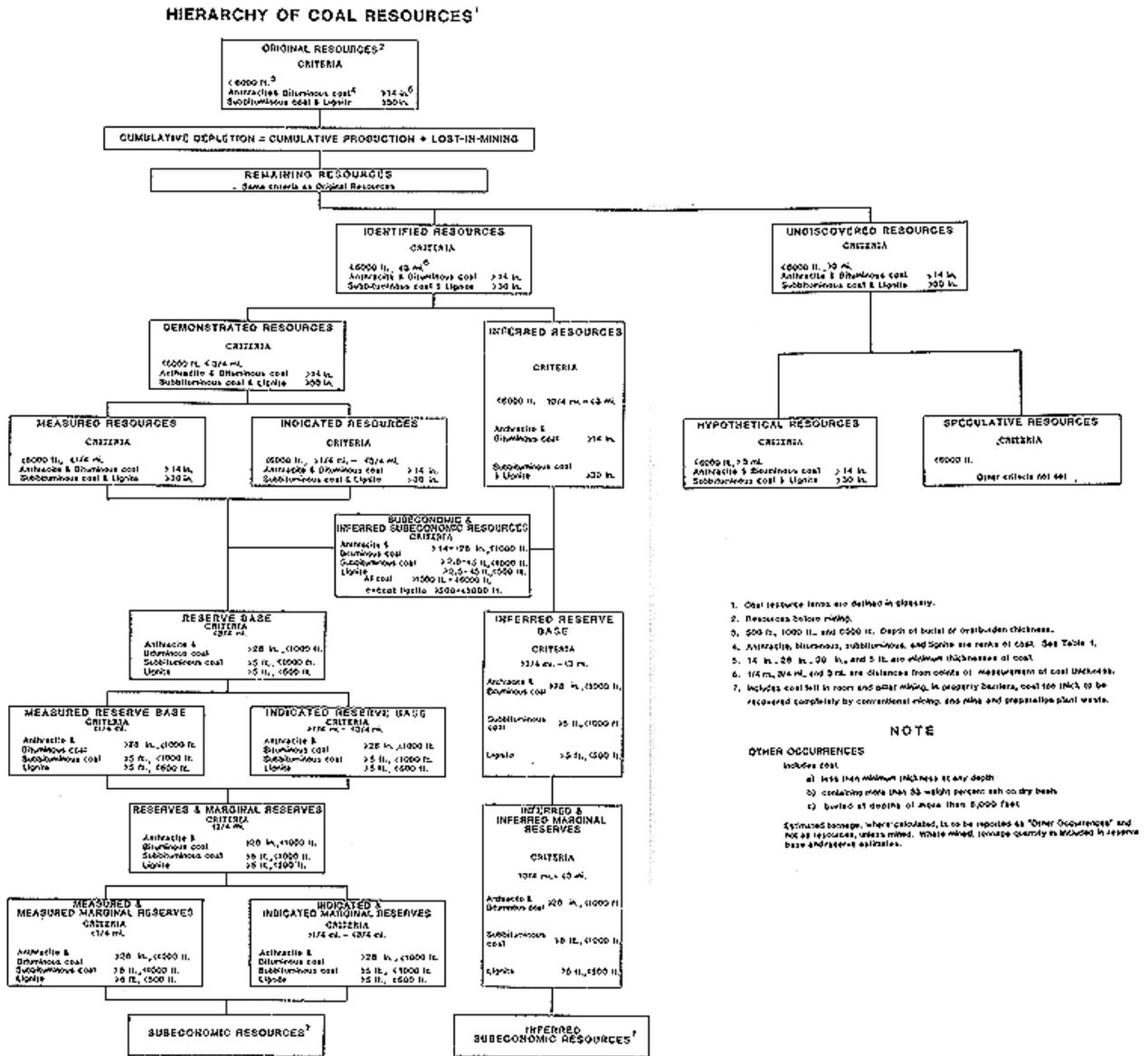
Il concetto di riserva di base definisce il carbone presente in situ, una parte della quale è o potrebbe diventare economica in funzione dello sviluppo tecnologico e di considerazioni economiche.

I diagrammi mostrati nelle figure precedenti evidenziano le relazioni tra le diverse classi di risorse e di riserve carbonifere. Anche nel secondo caso, così come nella circolare del 1976, il grado di sicurezza geologica aumenta procedendo verso la sinistra diagramma, mentre la fattibilità economica aumenta spostandosi verso l'alto.

Esistono ulteriori categorizzazioni oltre quelle delle figure riportate, basate ad esempio su alcune caratteristiche chimiche (come carbone povero o ricco in zolfo).

La figura 4.2.3, intende mostrare come nella circolare Geological Survey Circular 831-1980 siano illustrate le gerarchie nelle classi di risorse e riserve di carbone.

Figura 4.2.3-Gerarchia delle risorse di carbone, Geological Survey Circular 831-1980



Dall'esame della seguente tabella (BP Statistical Review of World Energy, June 2015) si evince che in base alla stima delle riserve mondiali, che ammontano a circa 892 miliardi di tonnellate, ci sarà carbone recuperabile per 110 anni.

 Coal

Total proved reserves at end 2014

Million tonnes	Anthracite and bituminous	Sub-bituminous and lignite	Total	Share of total	R/P ratio
US	108501	128794	237295	26.6%	262
Canada	3474	3108	6582	0.7%	96
Mexico	960	351	1211	0.1%	87
Total North America	112835	132253	245088	27.5%	248
Brazil	–	6630	6630	0.7%	*
Colombia	6746	–	6746	0.8%	76
Venezuela	479	–	479	0.1%	189
Other S. & Cent. America	57	729	786	0.1%	234
Total S. & Cent. America	7282	7359	14641	1.6%	142
Bulgaria	2	2364	2366	0.3%	76
Czech Republic	181	871	1052	0.1%	22
Germany	48	40500	40548	4.5%	218
Greece	–	3020	3020	0.3%	61
Hungary	13	1647	1660	0.2%	174
Kazakhstan	21500	12100	33600	3.8%	309
Poland	4178	1287	5465	0.6%	40
Romania	10	281	291	*	12
Russian Federation	49088	107922	157010	17.6%	441
Spain	200	330	530	0.1%	136
Turkey	322	8380	8702	1.0%	125
Ukraine	15351	18522	33873	3.8%	*
United Kingdom	228	–	228	*	20
Uzbekistan	47	1853	1900	0.2%	432
Other Europe & Eurasia	1389	18904	20293	2.3%	337
Total Europe & Eurasia	92557	217981	310538	34.8%	268
South Africa	30156	–	30156	3.4%	116
Zimbabwe	502	–	502	0.1%	120
Other Africa	942	214	1156	0.1%	379
Middle East	1122	–	1122	0.1%	*
Total Middle East & Africa	32722	214	32936	3.7%	122
Australia	37100	39300	76400	8.6%	155
China	62200	52300	114500	12.8%	30
India	56100	4500	60600	6.8%	94
Indonesia	–	28017	28017	3.1%	61
Japan	337	10	347	*	265
New Zealand	33	538	571	0.1%	143
North Korea	300	300	600	0.1%	19
Pakistan	–	2070	2070	0.2%	*
South Korea	–	126	126	*	72
Thailand	–	1239	1239	0.1%	69
Vietnam	150	–	150	*	4
Other Asia Pacific	1583	2125	3708	0.4%	97
Total Asia Pacific	157803	130525	288328	32.3%	51
Total World	403199	488332	891531	100.0%	110
of which: OECD	155494	229321	384815	43.2%	191
Non-OECD	247705	259011	506716	56.8%	83
European Union	4883	51199	56082	6.3%	111
Former Soviet Union	86725	141309	228034	25.6%	428

*More than 500 years.

*Less than 0.05%.

Notes: Total proved reserves of coal – Generally taken to be those quantities that geological and engineering information indicates with reasonable certainty can be recovered in the future from known deposits under existing economic and operating conditions. The data series for proved coal reserves does not necessarily meet the definitions, guidelines and practices used for determining proved reserves at company level, for instance as published by the US Securities and Exchange Commission, nor does it necessarily represent BP's view of proved reserves by country. Reserves-to-production (R/P) ratio – If the reserves remaining at the end of the year are divided by the production in that year, the result is the length of time that those remaining reserves would last if production were to continue at that rate. Reserves-to-production (R/P) ratios are calculated excluding other solid fuels production.

Source of reserves data: World Energy Resources 2013 Survey, World Energy Council.

Nella tabella seguente (BP Statistical Review of World Energy, June 2015) è riportato l'andamento dei prezzi negli ultimi 20 anni per alcune tipologie di carbone.

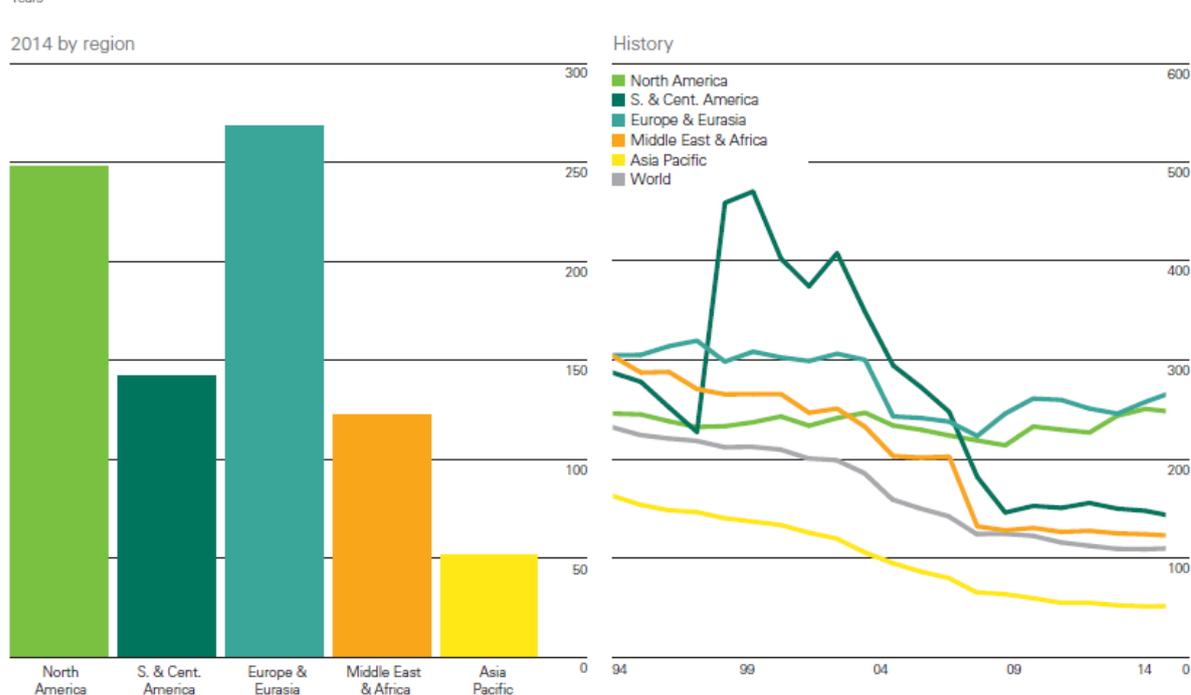
Prices

US dollars per tonne	Northwest Europe marker price†	US Central Appalachian coal spot price index‡	Japan coking coal import cif price	Japan steam coal import cif price	Asian Marker price†
1994	37.18	31.72	51.77	43.66	-
1995	44.50	27.01	54.47	47.58	-
1996	41.25	29.86	56.68	49.54	-
1997	38.92	29.76	55.51	45.53	-
1998	32.00	31.00	50.76	40.51	29.48
1999	28.79	31.29	42.83	35.74	27.82
2000	35.99	29.90	39.69	34.58	31.76
2001	39.03	50.15	41.33	37.96	36.89
2002	31.65	33.20	42.01	36.90	30.41
2003	43.60	38.52	41.57	34.74	36.53
2004	72.08	64.90	60.96	51.34	72.42
2005	60.54	70.12	89.33	62.91	61.84
2006	64.11	62.96	93.46	63.04	56.47
2007	88.79	51.16	88.24	69.86	84.57
2008	147.67	118.79	179.03	122.81	148.06
2009	70.66	68.08	167.82	110.11	78.81
2010	92.50	71.63	158.95	105.19	105.43
2011	121.52	87.38	229.12	136.21	125.74
2012	92.50	72.06	191.46	133.61	105.50
2013	81.69	71.39	140.45	111.16	90.90
2014	75.38	69.00	114.41	97.65	77.89

†Source: IHS McCloskey Northwest Europe prices for 1993-2000 are the average of the monthly marker, 2001-2014 the average of weekly prices. The Asian prices are the average of the monthly marker
 ‡Source: Platts. Prices are for Central Appalachian 12,500 BTU, 1.2 SO2 coal, fob. Prices for 1990-2000 are by coal price publication date, 2001-2014 by coal price assessment date.
 Note: cif = cost+insurance+freight (average prices); fob = free on board.

Qui di seguito è rappresentato graficamente il rapporto R/P (reserves-to-production ratio) relativo al 2014 per le diverse aree geografiche ed il suo andamento storico (BP Statistical Review of World Energy, June 2015).

Reserves-to-production (R/P) ratios

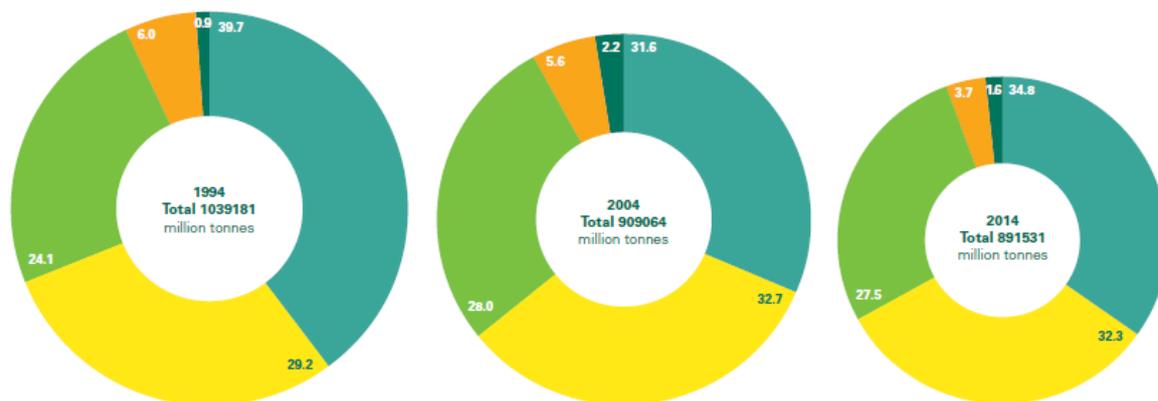


World proved coal reserves in 2014 were sufficient to meet 110 years of global production, by far the largest R/P ratio for any fossil fuel. By region, Europe & Eurasia holds the largest proved reserves and has the highest R/P ratio – 268 years, compared with 248 years for North America. The lowest R/P ratio is in the Asia Pacific region (51 years).

Inoltre è riportata di seguito la variazione storica della distribuzione delle riserve per aree geografiche (BP Statistical Review of World Energy, June 2015).

Distribution of proved reserves in 1994, 2004 and 2014
Percentage

- Europe & Eurasia
- Asia Pacific
- North America
- Middle East & Africa
- S. & Cent. America



Source: World Energy Resources 2013 Survey, World Energy Council.

Infine le ultime due tabelle e i successivi grafici forniscono i dati relativi alla produzione e al consumo di carbone, espresso in olio equivalente, per le varie nazioni e aree geografiche (BP Statistical Review of World Energy, June 2015).

Production*

Million tonnes oil equivalent	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	Change 2014 over 2013	2014 share of total
US	572.4	580.2	595.1	587.7	596.7	540.8	551.2	556.1	517.8	500.9	507.8	1.4%	12.9%
Canada	33.9	35.3	34.8	35.7	35.6	33.1	35.4	35.5	35.9	36.6	36.7	0.2%	0.9%
Mexico	5.9	6.1	6.8	7.3	6.9	6.1	7.3	9.4	7.4	7.6	6.9	-8.9%	0.2%
Total North America	612.2	621.6	636.7	630.7	639.2	580.0	594.0	600.9	561.1	545.0	551.4	1.2%	14.0%
Brazil	2.0	2.4	2.2	2.3	2.5	1.9	2.0	2.1	2.5	3.2	3.2	-	0.1%
Colombia	34.9	38.4	42.6	45.4	47.8	47.3	48.3	55.8	57.9	55.6	57.6	3.6%	1.5%
Venezuela	5.9	5.3	5.7	4.5	3.6	2.4	2.0	1.5	0.9	1.9	1.8	-1.6%	*
Other S. & Cent. America	0.2	0.3	0.6	0.3	0.4	0.5	0.4	0.4	0.6	1.7	2.3	37.5%	0.1%
Total S. & Cent. America	43.1	46.3	51.2	52.5	54.3	52.2	52.7	59.8	61.8	62.4	65.0	4.2%	1.7%
Bulgaria	4.4	4.1	4.2	4.7	4.8	4.5	4.9	6.1	5.5	4.7	5.2	9.2%	0.1%
Czech Republic	23.5	23.5	23.8	23.6	22.8	21.0	20.8	21.6	20.7	18.0	17.3	-3.5%	0.4%
France	0.4	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	-4.2%	*
Germany	58.4	56.5	53.3	54.4	50.1	46.4	45.9	46.7	47.8	44.7	43.8	-2.1%	1.1%
Greece	9.0	8.9	8.3	8.5	8.5	8.4	7.3	7.6	8.1	6.9	6.3	-8.7%	0.2%
Hungary	2.4	2.0	2.1	2.0	1.9	1.9	1.9	2.0	1.9	2.0	2.0	0.1%	0.1%
Kazakhstan	44.4	44.2	49.1	50.0	56.8	51.5	54.0	56.2	58.6	58.2	55.3	-4.9%	1.4%
Poland	70.5	68.7	67.0	62.3	60.5	56.4	55.5	56.6	58.8	57.6	55.0	-4.5%	1.4%
Romania	6.7	6.6	6.5	6.7	6.7	6.4	5.8	6.7	6.4	4.6	4.4	-4.5%	0.1%
Russian Federation	132.2	139.6	145.5	148.4	153.8	142.3	151.4	158.8	169.5	168.8	170.9	1.2%	4.3%
Spain	6.9	6.6	6.2	5.9	4.4	3.8	3.3	2.6	2.5	1.8	1.6	-10.5%	*
Turkey	10.5	11.2	13.2	14.8	16.7	17.4	17.5	17.8	16.9	15.3	17.8	15.9%	0.5%
Ukraine	42.4	41.2	41.9	40.0	41.4	38.5	40.0	44.1	45.3	44.4	31.5	-29.0%	0.8%
United Kingdom	15.3	12.5	11.3	10.3	11.0	10.9	11.2	11.3	10.4	7.8	7.0	-10.2%	0.2%
Uzbekistan	0.9	1.0	0.9	1.1	1.0	1.1	1.1	1.2	1.3	1.3	1.4	7.2%	*
Other Europe & Eurasia	20.4	20.7	22.6	22.3	22.7	23.0	23.0	23.9	21.9	24.8	21.9	-11.5%	0.6%
Total Europe & Eurasia	448.4	447.5	456.1	455.4	463.2	433.5	443.6	463.4	475.7	461.0	441.6	-4.2%	11.2%
Total Middle East	0.8	1.0	1.0	1.1	1.0	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	-	*
South Africa	137.1	138.4	138.3	138.4	141.0	139.7	144.1	143.2	146.6	145.3	147.7	1.6%	3.8%
Zimbabwe	2.4	2.2	1.4	1.3	1.0	1.1	1.7	1.7	1.0	3.2	2.7	-15.7%	0.1%
Other Africa	1.3	1.2	1.3	1.0	1.0	0.9	1.2	1.1	1.6	1.9	1.9	-	*
Total Africa	140.8	141.7	140.9	140.7	143.0	141.8	147.1	146.0	149.2	150.4	152.2	1.2%	3.9%
Australia	197.1	206.5	211.6	217.9	224.9	232.6	240.5	233.4	250.4	268.2	280.8	4.7%	7.1%
China	1106.6	1240.9	1327.8	1438.7	1491.4	1538.0	1664.9	1852.6	1872.5	1893.7	1844.6	-2.6%	46.9%
India	155.7	162.1	170.2	181.0	195.6	210.8	217.5	215.7	229.1	228.8	243.5	6.4%	6.2%
Indonesia	81.4	93.9	119.2	133.4	147.8	157.6	169.2	217.3	237.3	276.2	281.7	2.0%	7.2%
Japan	0.7	0.6	0.7	0.8	0.7	0.7	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7	8.6%	*
New Zealand	3.3	3.3	3.6	3.0	3.0	2.8	3.3	3.1	3.0	2.8	2.5	-13.6%	0.1%
Pakistan	1.5	1.6	1.8	1.7	1.8	1.6	1.5	1.5	1.4	1.3	1.4	5.6%	*
South Korea	1.4	1.3	1.3	1.3	1.2	1.1	0.9	0.9	0.9	0.8	0.8	-3.8%	*
Thailand	5.6	5.8	5.3	5.1	5.1	4.9	5.1	6.0	5.1	5.1	5.0	-0.7%	0.1%
Vietnam	15.3	19.1	21.7	23.8	22.3	24.7	25.1	26.1	23.6	23.0	23.1	0.5%	0.6%
Other Asia Pacific	22.1	25.0	25.5	24.2	26.2	29.7	37.5	41.2	40.4	41.4	38.4	-7.2%	1.0%
Total Asia Pacific	1590.8	1760.1	1888.7	2030.9	2119.8	2204.6	2366.2	2598.5	2664.4	2741.9	2722.5	-0.7%	69.2%
Total World	2835.9	3018.2	3174.7	3311.2	3420.6	3412.7	3604.3	3869.4	3912.9	3961.4	3933.5	-0.7%	100.0%
of which: OECD	1021.0	1033.0	1050.3	1046.0	1054.7	993.7	1013.1	1015.1	991.8	983.8	999.0	1.5%	25.4%
Non-OECD	1815.0	1985.2	2124.3	2265.2	2365.9	2419.0	2591.2	2854.3	2921.1	2977.6	2934.4	-1.4%	74.6%
European Union	204.7	197.9	192.0	186.0	178.0	167.8	165.4	169.8	169.4	157.6	151.4	-3.9%	3.9%
Former Soviet Union	223.7	229.9	241.2	244.1	257.4	237.7	251.4	265.7	280.2	278.6	265.3	-4.8%	6.7%

* Commercial solid fuels only, i.e. bituminous coal and anthracite (hard coal), lignite and brown (sub-bituminous) coal, and other commercial solid fuels. Includes coal produced for Coal-to-Liquids and Coal-to-Gas transformations.

* Less than 0.05%.

Note: Coal production data expressed in million tonnes is available at bp.com/statisticalreview

Consumption*

Million tonnes oil equivalent	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	Change 2014 over 2013	2014 share of total
US	566.1	574.5	565.7	573.3	564.2	496.2	525.0	495.4	437.9	454.6	453.4	-0.3%	11.7%
Canada	30.0	31.0	30.1	31.2	30.3	24.2	25.2	22.2	21.2	20.8	21.2	1.8%	0.5%
Mexico	11.8	16.0	16.8	16.0	12.8	12.5	17.2	19.0	13.2	13.4	14.4	7.3%	0.4%
Total North America	607.9	621.5	612.6	620.4	607.2	532.9	567.5	536.5	472.4	488.8	488.9	*	12.6%
Argentina	0.7	0.8	0.8	1.1	1.2	1.2	1.0	0.9	0.7	1.3	1.3	0.4%	•
Brazil	13.5	13.0	12.8	13.6	13.8	11.1	14.5	15.4	15.3	16.5	15.3	-7.4%	0.4%
Chile	2.8	2.8	3.4	4.1	4.4	4.0	4.5	5.7	6.6	7.5	6.8	-10.4%	0.2%
Colombia	2.0	2.7	2.4	2.4	2.8	3.5	4.0	4.2	3.7	4.3	4.2	-1.3%	0.1%
Ecuador	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Peru	0.7	0.8	0.6	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	1.0	1.0	-4.8%	•
Trinidad & Tobago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Venezuela	-	+	0.2	0.1	0.1	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	-3.7%	•
Other S. & Cent. America	1.8	2.0	2.3	2.3	2.3	2.2	2.4	2.5	2.7	2.8	2.9	3.2%	0.1%
Total S. & Cent. America	21.5	22.1	22.6	24.4	25.3	23.0	27.3	29.9	30.1	33.6	31.6	-6.0%	0.8%
Austria	4.0	4.0	4.1	3.9	3.7	2.8	3.4	3.5	3.2	3.3	2.7	-18.4%	0.1%
Azerbaijan	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	-	•
Belarus	0.7	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6	0.7	0.7	0.9	0.9	1.0	13.6%	•
Belgium	5.8	5.1	4.9	4.3	4.4	3.0	3.7	3.4	3.1	3.2	3.8	17.1%	0.1%
Bulgaria	7.2	6.9	7.0	7.9	7.6	6.4	6.9	8.1	6.9	5.9	6.5	9.5%	0.2%
Czech Republic	21.0	20.2	21.0	21.4	19.7	17.6	18.4	18.1	17.2	16.4	16.0	-2.2%	0.4%
Denmark	4.4	3.7	5.6	4.7	4.1	4.0	3.9	3.3	2.6	3.2	2.6	-18.9%	0.1%
Finland	6.8	4.1	6.8	6.4	4.7	4.9	6.2	5.0	4.0	4.5	4.1	-8.1%	0.1%
France	12.9	13.4	12.4	12.8	12.1	10.8	11.5	9.8	11.1	11.8	9.0	-23.6%	0.2%
Germany	85.0	81.3	84.6	86.7	80.1	71.7	77.1	78.3	80.5	81.7	77.4	-5.3%	2.0%
Greece	9.1	8.9	8.4	8.8	8.3	8.4	7.9	7.9	8.1	7.0	6.5	-7.5%	0.2%
Hungary	3.4	3.0	3.1	3.1	3.1	2.6	2.7	2.8	2.7	2.3	2.2	-4.0%	0.1%
Republic of Ireland	2.4	2.7	2.4	2.4	2.3	2.0	2.0	2.0	2.4	2.0	2.0	-0.9%	0.1%
Italy	16.6	16.5	16.7	16.8	16.3	12.8	14.2	15.9	16.3	14.0	13.5	-3.7%	0.3%
Kazakhstan	26.5	27.2	29.8	31.7	33.4	32.6	31.6	34.0	36.6	35.9	34.5	-3.8%	0.9%
Lithuania	0.2	0.2	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.2	-17.8%	•
Netherlands	8.6	8.2	7.8	8.5	8.1	7.5	7.6	7.5	8.2	8.2	9.0	10.5%	0.2%
Norway	0.8	0.7	0.6	0.7	0.7	0.5	0.6	0.6	0.7	0.7	0.7	-0.5%	•
Poland	57.3	55.7	58.0	57.9	56.0	51.9	56.4	56.1	54.3	55.8	52.9	-5.2%	1.4%
Portugal	3.3	3.3	3.3	2.9	2.5	2.9	1.6	2.2	2.9	2.7	2.5	-5.0%	0.1%
Romania	9.3	8.8	9.5	10.1	9.6	7.6	7.0	8.2	7.6	5.8	5.8	0.3%	0.1%
Russian Federation	99.9	94.6	97.0	93.9	100.7	92.2	90.5	94.0	98.4	90.5	85.2	-5.8%	2.2%
Slovakia	4.5	4.2	4.5	4.0	4.0	3.9	3.9	3.7	3.5	3.5	3.4	-2.0%	0.1%
Spain	21.0	20.5	17.9	20.0	13.5	9.4	6.9	12.8	15.5	11.4	12.0	5.1%	0.3%
Sweden	2.7	2.5	2.5	2.5	2.3	2.0	2.4	2.4	2.1	2.1	2.0	-6.3%	0.1%
Switzerland	0.1	0.1	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	2.2%	•
Turkey	22.3	22.5	26.6	29.5	29.6	30.9	31.4	33.9	36.5	31.6	35.9	13.6%	0.9%
Turkmenistan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ukraine	39.3	37.5	39.8	39.8	41.8	35.9	38.3	41.5	42.7	41.4	33.0	-20.2%	0.9%
United Kingdom	36.6	37.4	40.9	38.4	35.6	29.8	30.9	31.4	38.9	37.1	29.5	-20.3%	0.8%
Uzbekistan	1.2	1.2	1.7	1.4	1.4	1.1	1.1	1.1	1.2	2.6	2.0	-21.5%	0.1%
Other Europe & Eurasia	23.7	22.1	19.0	20.5	21.0	19.9	21.2	23.1	21.4	22.5	20.4	-9.2%	0.5%
Total Europe & Eurasia	536.6	517.4	536.9	542.0	527.6	475.9	490.2	511.5	529.9	508.2	476.5	-6.2%	12.3%
Iran	1.4	1.6	1.5	1.6	1.2	1.4	1.3	1.4	1.1	1.1	1.1	2.0%	•
Israel	8.0	7.9	7.8	8.0	7.9	7.7	7.7	7.9	8.8	7.4	6.9	-7.0%	0.2%
Kuwait	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Qatar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Saudi Arabia	+	+	+	0.1	0.1	+	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	-	•
United Arab Emirates	0.1	0.1	0.3	0.1	0.3	0.6	0.7	1.2	1.7	1.5	1.5	-3.3%	•
Other Middle East	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.1	0.1	-5.5%	•
Total Middle East	9.6	9.8	9.8	9.9	9.6	9.8	9.9	10.8	11.9	10.3	9.7	-5.4%	0.3%
Algeria	0.7	0.6	0.9	0.8	0.8	0.5	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2	-	•
Egypt	1.0	0.9	0.9	0.8	0.7	0.7	0.5	0.5	0.4	0.2	0.7	295.8%	•
South Africa	86.9	80.1	81.5	83.6	83.3	93.8	92.8	90.4	88.3	88.7	89.4	0.9%	2.3%
Other Africa	7.5	7.4	7.1	6.3	6.4	5.5	6.5	6.6	6.2	7.6	8.2	8.7%	0.2%
Total Africa	96.0	89.0	90.4	91.5	101.2	100.4	100.0	97.8	95.3	96.6	98.6	2.0%	2.5%
Australia	50.7	53.9	56.6	54.9	55.4	53.4	50.6	50.2	47.3	44.9	43.8	-2.5%	1.1%
Bangladesh	0.4	0.5	0.5	0.6	0.6	0.8	0.8	0.7	0.9	1.0	1.0	6.1%	•
China	1125.0	1318.2	1445.5	1573.1	1598.5	1679.0	1740.8	1896.0	1922.5	1961.2	1962.4	0.1%	50.6%
China Hong Kong SAR	6.3	6.9	6.9	7.5	6.9	7.2	6.2	7.4	7.3	7.8	8.1	4.8%	0.2%
India	172.3	184.4	195.4	210.3	230.4	250.3	260.2	270.1	302.3	324.3	360.2	11.1%	9.3%
Indonesia	21.3	24.4	28.9	36.2	31.5	33.2	39.5	46.9	53.0	57.6	60.8	5.6%	1.6%
Japan	120.8	121.3	119.1	125.3	128.7	108.8	123.7	117.7	124.4	128.6	126.5	-1.6%	3.3%
Malaysia	6.6	6.9	7.3	8.8	9.8	10.6	14.8	14.8	15.9	17.0	15.9	-6.2%	0.4%
New Zealand	2.1	2.3	2.2	1.7	2.1	1.6	1.4	1.4	1.7	1.5	1.5	-4.4%	•
Pakistan	3.8	4.1	4.0	5.3	5.8	5.2	4.9	4.4	4.4	3.5	4.9	37.4%	0.1%
Philippines	5.0	5.7	5.5	5.9	7.0	6.7	7.7	8.3	9.8	11.0	11.7	6.5%	0.3%
Singapore	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	2.9%	•
South Korea	53.1	54.8	54.8	59.7	66.1	68.6	75.9	83.6	81.0	81.9	84.8	3.5%	2.2%
Taiwan	36.5	38.0	39.5	41.2	39.5	38.0	39.9	41.5	41.1	41.0	40.9	-0.2%	1.1%
Thailand	10.4	11.2	12.4	14.2	15.3	15.4	15.8	16.0	16.8	16.2	18.4	13.3%	0.5%
Vietnam	8.8	9.0	5.3	5.8	11.4	10.7	14.0	16.5	15.0	15.8	19.1	20.6%	0.5%
Other Asia Pacific	19.8	21.0	21.6	18.5	20.3	20.4	20.0	15.4	15.9	16.3	16.7	2.7%	0.4%
Total Asia Pacific	1642.8	1862.6	2005.7	2169.2	2229.3	2309.9	2416.3	2590.8	2659.3	2729.5	2776.6	1.7%	71.5%
Total World	2914.5	3122.4	3278.0	3457.5	3500.1	3451.9	3611.2	3777.4	3798.8	3867.0	3881.8	0.4%	100.0%
of which: OECD	1179.1	1187.7	1193.7	1215.8	1188.4	1061.5	1130.0	1109.5	1061.5	1069.1	1052.5	-1.5%	27.1%
Non-OECD	1735.4	1934.7	2084.3	2241.7	2311.7	2390.4	2481.2	2667.8	2737.3	2797.9	2829.3	1.1%	72.9%
European Union	327.7	316.6	327.0	330.2	304.4	267.6	281.3	288.9	297.4	288.6	269.8	-6.5%	7.0%
Former Soviet Union	172.0	165.5	173.0	172.3	182.8	166.8	167.6	176.8	185.3	177.8	162.6	-8.6%	4.2%

* Commercial solid fuels only, i.e. bituminous coal and anthracite (hard coal), lignite and brown (sub-bituminous) coal, and other commercial solid fuels. Excludes coal converted to liquid or gaseous fuels, but includes coal consumed in transformation processes.

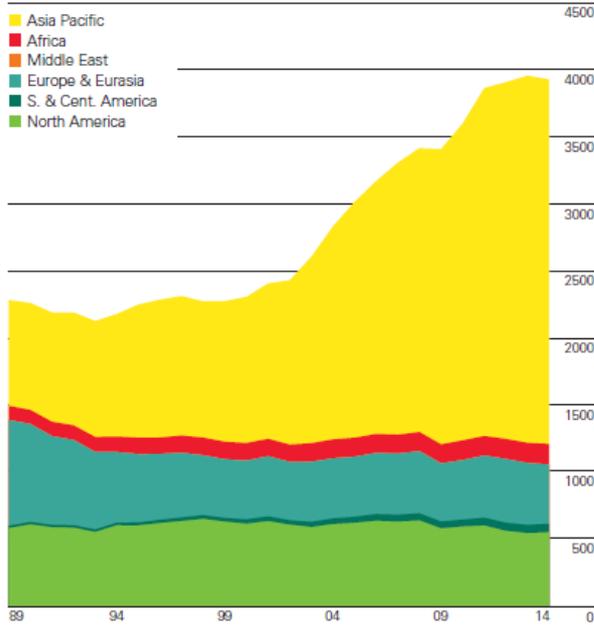
† Less than 0.05%.

• Less than 0.05%.

Note: Differences between these world consumption figures and the world production statistics are accounted for by stock changes, and unavoidable disparities in the definition, measurement or conversion of coal supply and demand data.

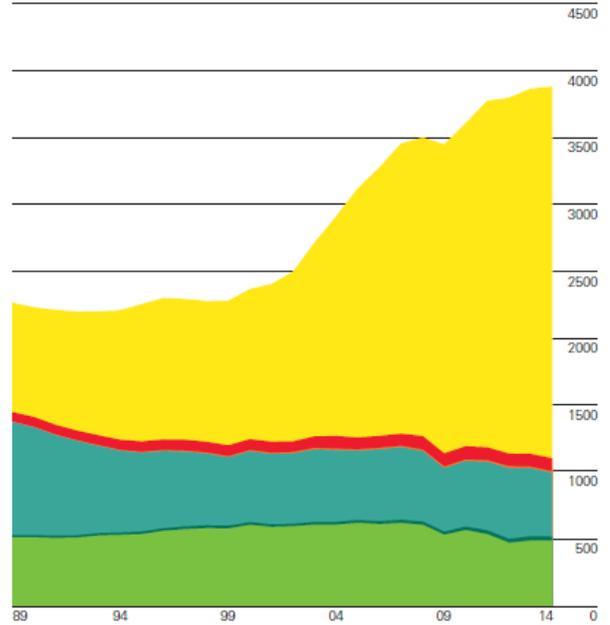
Production by region

Million tonnes oil equivalent



Consumption by region

Million tonnes oil equivalent



World coal production declined by 0.7% in 2014, while consumption grew by 0.4%. India (+6.4%) recorded the largest production increment, while China contributed the biggest decline (-2.6%). India accounted for the largest increment to consumption (+11.1%) and Ukraine for the largest decline (-20.2%).

Consumption per capita 2014

Tonnes oil equivalent



8.1 LE TECNOLOGIE PULITE DI UTILIZZO DEL CARBONE

8.2 *Tecnologie disponibili*

Le alternative tecnologiche attualmente disponibili per la produzione di energia elettrica dal carbone sono molteplici e si differenziano tra loro per la tipologia dei sistemi di combustione, di trattamento dei gas combusti e di generazione elettrica. Queste alternative sono anche caratterizzate da differenti livelli di sviluppo industriale, di garanzia di affidabilità e di disponibilità commerciale.

Accanto alla classica tecnologia degli impianti a vapore subcritici (utilizzata dalla maggior parte delle centrali elettriche a carbone attualmente in funzione a livello mondiale), sono oggi pervenute sul mercato diverse alternative tecnologiche che vengono identificate con l'acronimo CCT ovvero le Clean Coal Technologies.

Col termine Clean Coal Technologies intendiamo l'insieme di tecnologie rivolte all'utilizzo del carbone in maniera cosiddetta "pulita", cioè in modo efficiente e allo stesso tempo nel rispetto dell'ambiente, e vengono classificate in: tecnologie di pre-combustione, tecnologie simultanee alla combustione e tecnologie di post-combustione.

La soluzione tecnologica tradizionale, più diffusa nel settore degli impianti per la produzione di energia elettrica a partire dai combustibili solidi, è rappresentata sicuramente dagli impianti a vapore a polverino di carbone (Pulverized Coal Combustion PCC).

Gli impianti a polverino di carbone lavorano generalmente secondo un comune ciclo di Hirn subcritico con rendimenti energetici abbastanza bassi, dell'ordine del 40% e talvolta anche inferiori, e con conseguenti elevate emissioni di CO₂ (circa 800-900 g/kWh);

Le emissioni di ossidi di zolfo e di azoto, anche se inferiori agli attuali limiti normativi, sono in ogni caso suscettibili di significativi margini di riduzione attraverso l'utilizzo di tecnologie di conversione energetica più avanzate.

Per ottenere il polverino, il carbone viene macinato, fino ad arrivare ad una granulometria molto fine. Il polverino così ottenuto è insufflato, assieme ad una parte dell'aria comburente, nella caldaia attraverso gli ugelli del bruciatore. La combustione avviene ad una temperatura di circa 1300-1700°C, in relazione al tipo di carbone utilizzato. Il tempo di permanenza del combustibile nella caldaia varia dai 2 ai 5 secondi e la granulometria delle particelle del combustibile deve essere sufficientemente piccola per realizzare una combustione efficiente.

Negli impianti PCC il controllo delle emissioni inquinanti in atmosfera viene realizzato attraverso l'adozione di misure tese a diminuire la formazione degli inquinanti durante la combustione e mediante l'installazione di una apposita sezione per la rimozione degli inquinanti dai gas combusti.

Le tecnologie per il controllo delle emissioni utilizzate negli impianti a vapore operano nei confronti dei tre principali inquinanti considerati dalle normative, ovvero particolato, ossidi di zolfo e ossidi di azoto.

La quantità e le caratteristiche delle polveri volanti dipendono non solo dal contenuto minerale del carbone, ma anche dal sistema di combustione e dalle condizioni operative della caldaia. Le tecnologie comunemente utilizzate per il controllo delle emissioni di particolato nei gas combusti sono rappresentate dai precipitatori elettrostatici e dai filtri a manica.

L'esistenza di significativi tenori di zolfo implica un'elevata concentrazione dei relativi ossidi nei gas combusti, infatti più del 90% dello zolfo contenuto nel carbone è emesso come SO₂. Tra tutti i metodi volti all'eliminazione degli SO_x, ovvero che utilizzano le tecnologie FGD (Flue Gas Desulphurization), quelli che hanno trovato una effettiva diffusione su scala industriale sono:

- Spray dry scrubbers (lavaggio a semi-secco).
- Dry scrubbers (lavaggio a secco).
- Wet scrubbers (lavaggio a umido).
- Processi di rimozione combinata di SO_x e di NO_x.

Per il controllo delle emissioni di NO_x sono impiegate sia misure primarie volte a ridurre la formazione di tali inquinanti durante il processo di combustione, quali bruciatori a basse emissioni di NO_x , il frazionamento dell'aria comburente, il ricircolo dei gas combusti e la ricombustione, sia sistemi di riduzione selettiva catalitica (SCR) o non catalitica (SNCR) basati sull'iniezione di ammoniaca.

Combustione a stadi con frazionamento dell'aria (staged combustion) : questa tecnica prevede la creazione di una zona dove la combustione avviene in condizioni prossime a quelle stechiometriche, seguita da un'altra zona dove la combustione viene terminata in eccesso d'aria, in sintesi nella prima zona si ha una combustione parziale in difetto d'aria anche in presenza di temperature elevate, mentre il completamento della combustione avviene nella seconda zona con abbondanza di aria ma con minori temperature.

Combustione a stadi con frazionamento del combustibile (reburning): questa tecnica realizza il processo di combustione in tre fasi, con due immissioni di combustibile localizzate in zone diverse del generatore di vapore. Nella zona di combustione primaria il combustibile si ossida in condizioni circa stechiometriche, mentre nella zona secondaria il combustibile secondario brucia in difetto d'aria generando radicali idrocarburici che, come nei bruciatori a bassa produzione di NO_x , reagiscono con l' NO trasformandolo in azoto molecolare e in piccole quantità di ammoniaca. La combustione viene poi ultimata nella terza zona per effetto dell'introduzione del over fire air, dove la formazione degli NO_x risulta frenata a causa della bassa temperatura.

Ricircolazione dei gas combusti: in questa tecnica circa il 20-30% dei fumi allo scarico, ad una temperatura di 350-400°C, sono immessi nuovamente in circolazione in camera di combustione miscelati con l'aria di combustione; in questo modo, diminuendo il contenuto totale di ossigeno a disposizione per la combustione, si riduce la temperatura di fiamma e la produzione di NO_x . Questa tecnica da sola permette di raggiungere efficienze di rimozione al di sotto del 20%.

Riduttore catalitico di denitrificazione SCR (selective catalytic reduction): viene realizzato attraverso l'iniezione di ammoniaca nei gas combusti, che in presenza di ossigeno e anche di un opportuno catalizzatore, reagisce con gli NO_x producendo azoto molecolare e acqua secondo complesse reazioni chimiche con un'efficienza del 75-85%.

Riduttore non catalitico di denitrificazione SNCR (selective non-catalytic reduction): viene realizzato attraverso l'iniezione di opportuni reagenti chimici, ma tuttavia senza ricorrere all'uso di catalizzatori. I reagenti (ammoniaca o urea), vengono immessi all'interno del generatore di vapore dove ad alte temperature reagiscono con gli ossidi di azoto formando azoto molecolare e acqua come nei processi SCR con un'efficienza del 30-50%.

Quindi per quanto riguarda il futuro, il ruolo del carbone, almeno nel medio periodo, è legato allo sviluppo di tecnologie "pulite" per il suo utilizzo, con impianti di combustione (per generazione elettrica ad esempio) che utilizzino il carbone in modo efficiente e compatibile con l'ambiente.

Infatti uno dei maggiori problemi circa l'utilizzo del carbone è legato alle problematiche ambientali connesse alla sua combustione, esprimibili in particolare in termini di emissioni nocive (CO_2 , SO_x , NO_x etc), che sono responsabili del fenomeno delle piogge acide oltre che di altre importanti conseguenze ambientali. La quantità di ossidi sviluppati per kWh di energia elettrica prodotta, dipende in modo particolare dalla qualità del carbone utilizzato (percentuale di zolfo) e dalla tecnologia impiegata per la combustione (temperatura di combustione, desolfatore, etc).

Si osservano, su scala mondiale situazioni molto difformi. Infatti, se in certi paesi industrializzati, grazie all'utilizzo delle più moderne tecnologie di abbattimento, il fenomeno

delle piogge acide è in rapida diminuzione; ciò non si riscontra in alcuni dei paesi in via di sviluppo.

Le CCT agiscono sulla combustione cercando di contenerne gli impatti negativi sulla atmosfera, quelli dovuti alla gestione del carbone, al riutilizzo dei sottoprodotti, al riutilizzo ed alla depurazione delle acque reflue, cercando inoltre di migliorare l'efficienza di conversione energetica conseguibile in impianto e di minimizzare i costi di capitale e di gestione.

Le CCT vengono in genere suddivise in quattro categorie principali:

- Pre-combustione: raggruppa le tecnologie utilizzate per depurare il carbone prima del suo utilizzo, in modo da ridurre i promotori di inquinanti e di sottoprodotti come lo zolfo e le ceneri.
- Combustione: sono le tecnologie utilizzate per ottimizzare il processo di combustione, in modo da limitare la formazione di prodotti inquinanti, ossidi di zolfo e azoto in particolare (esempio di processo: combustione a letto fluidizzato).
- Post-Conversione: raggruppa le tecnologie applicate a valle per rimuovere gli inquinanti presenti nei prodotti della combustione, quali particolato, ossidi di zolfo, ossidi di azoto (tecnologie applicate negli impianti di combustione tradizionali).
- Conversione: sono le tecnologie di utilizzo poste in essere a valle della trasformazione del carbone (gassificazione ad esempio) in altri prodotti energetici gassosi e liquidi.

Le principali tecnologie a cui si fa riferimento sono:

- Combustione a letto fluido.
- Gassificazione del carbone.
- Polverizzazione del carbone.
- Combustione a letto fluido pressurizzato.
- Polverizzazione pressurizzata del carbone.

Sistemi di gassificazione del carbone

Secondo alcuni Autori la gassificazione dei carboni sarebbe iniziata nel XVIII secolo. Il prodotto, denominato "gas di città", aveva un potere calorifico di circa 17 MJ/m³ (4000 kcal/m³) ed era ottenuto dalla decomposizione termica del carbone in storte chiuse. Il gas ottenuto era una miscela di H₂, CH₄, CO. Il prodotto residuo, denominato coke di gas, veniva utilizzato come combustibile. Da allora notevoli progressi sono stati compiuti nel campo della gassificazione dei carboni.

Intorno agli anni 1950, gli studi si indirizzarono verso la produzione di un gas derivante dalla gassificazione completa del carbone, con un metodo denominato gassificazione totale.

Le principali reazioni che si sviluppano in un gassificatore sono le seguenti:

Combustione	$C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO + \Delta Q$ (esotermica)
	$CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2 + \Delta Q$ (esotermica)
Gassificazione	$C + H_2O$ (vapore) $\rightarrow CO + H_2 - \Delta Q$ (endotermica)
	$CO_2 + C \rightarrow 2CO - \Delta Q$ (endotermica)
Idrogenazione	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4 + \Delta Q$ (esotermica)
Spostamento	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2 + \Delta Q$ (esotermica)
Metanazione	$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O + \Delta Q$ (esotermica)
Pirolisi	$4C_nH_n \rightarrow mCH_4 + (4n - m)C + \Delta Q$ (esotermica)

Le reazioni chiave sono quelle tra il carbonio e il vapore d'acqua e tra il carbonio e l'anidride carbonica. Queste reazioni sono endotermiche e l'azione principale, per stimolare la combustione del carbonio in un gasogeno, è quella di produrre calore al fine di rendere possibili le reazioni endotermiche di gassificazione. Il calore necessario perché avvengano le reazioni $C+H_2O$ (vap.) e CO_2+C è ottenuto bruciando parte del carbone nel gassificatore. Se questo processo avviene con alimentazione di ossigeno il prodotto ottenuto sarà un gas di sintesi, costituito principalmente da H_2 e CO , avente un potere calorifico di circa 10 MJ/m^3 (2390 kcal/m^3), che potrà essere usato come combustibile o per sintesi chimiche, inclusa la formazione di CH_4 .

Se la combustione è invece ottenuta con alimentazione di aria (il che comporta costi inferiori) il gas ottenuto sarà molto diluito con azoto e avrà un potere calorifico di circa $3-4 \text{ MJ/m}^3$ ($\sim 700-950 \text{ kcal/m}^3$).

Metodi di gassificazione

Le principali difficoltà tecniche nella gassificazione dei carboni non sorgono dalla chimica del processo, ma dalla natura stessa del carbone. Come principio, ogni processo di gassificazione deve fornire un contatto efficiente tra la superficie del carbone e i gas reattivi, e ciò potrà essere ottenuto con una adeguata distribuzione granulometrica del carbone. Inoltre, molti carboni bituminosi rammolliscono quando sono portati a temperature intorno ai $400-500^\circ\text{C}$ e le particelle, in queste condizioni, possono riunirsi in strutture solide più grandi.

Il contatto efficace tra solidi e gas richiede:

- Una accurata preparazione granulometrica della carica.
- La scelta di un carbone non incrostante, o un pretrattamento del carbone per annullare la sua capacità di incrostazione.

Il carbone contiene inoltre delle materie minerali che possono essere evacuate dal gassificatore come ceneri secche (non fuse) o come scorie fuse, a seconda della composizione mineralogica e della temperatura raggiunta nel processo. E' desiderabile che queste ceneri possano essere eliminate con il minimo contenuto di carbonio per massimizzare l'efficienza di conversione.

Esistono nella pratica industriale vari sistemi di gassificazione che possono essere suddivisi nel modo seguente:

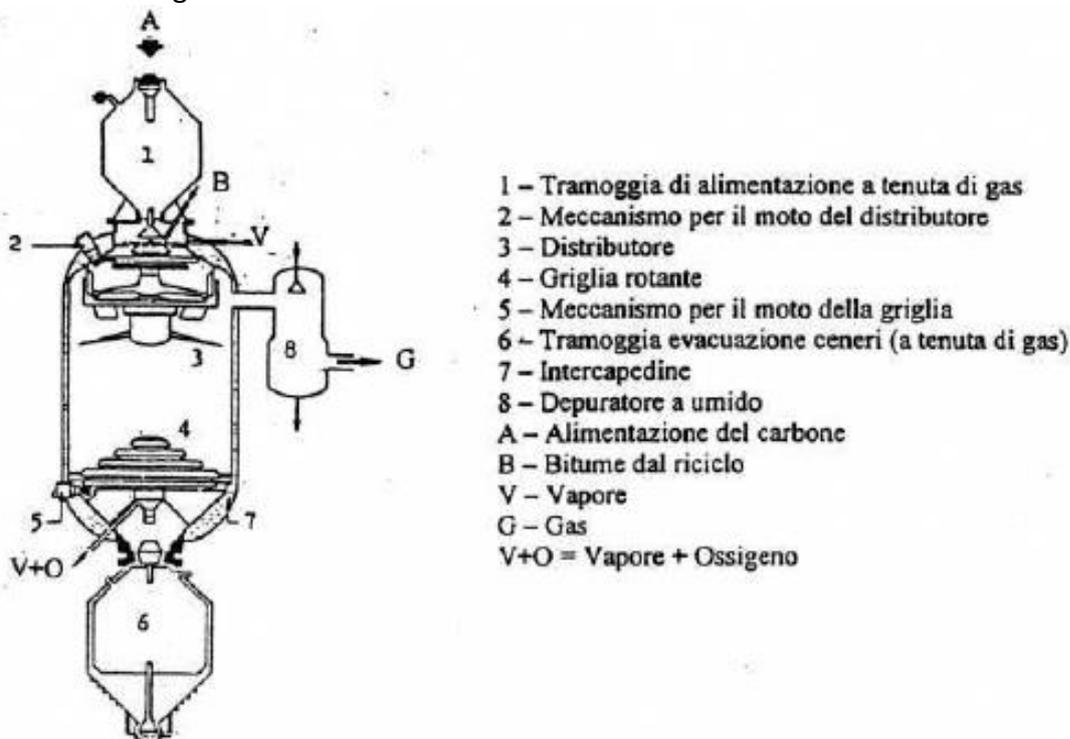
- Gassificazione con letto fisso, in cui le particelle di carbone si muovono controcorrente rispetto ai gas reattivi prodotti.
- Gassificazione in letto fluidizzato, in cui la maggior parte delle particelle di carbone sono sospese nella fase gassosa.
- Gassificazione in letto trascinato, in cui le particelle sono trascinate o trasportate dai gas reattivi.
- Gassificazione in bagno fuso, in cui le particelle di carbone vengono disciolte.

Relativamente ai sistemi di gassificazione sopracitati verranno presi in considerazione, qui di seguito, alcuni tipi di gassificatori.

Gassificato con letto fisso

A questa categoria appartiene il gassificatore Lurgi, il cui schema è riportato in figura 5.2.1

Figura 5.2.1-Gassificatore Lurgi



Il gassificatore Lurgi è costituito da un contenitore di forma cilindrica, avente un diametro di 3-6 m, il cui mantello è raffreddato con acqua, attraverso un intercapedine. Nella parte superiore del gassificatore vi è una tramoggia per alimentare il carbone classificato il quale, per mezzo di distributore rotante viene inviato attraverso il gassificatore. Nella parte inferiore dell'apparecchio vi è una griglia rotante che, oltre a sostenere il letto di carbone, serve per l'evacuazione costante delle ceneri che si formano. Le ceneri cadono quindi in una tramoggia munita di mescolatore, per rimuovere i prodotti eventualmente agglomerati. Il vapore e l'ossigeno sono introdotti nella parte inferiore del gassificatore, per promuovere le reazioni di gassificazione. Nel passaggio del vapore e dell'ossigeno verso l'alto, si possono distinguere nel letto di carbone quattro zone differenti, a seconda delle reazioni prevalenti e della temperatura. A partire dal basso verso l'alto esse sono:

- Zona di combustione.

- Zona di gassificazione.
- Zona di devolatilizzazione.
- Zona di essiccamento.

Come il carbone discende attraverso il letto, parte delle materie volatili sono rimosse per prime e il carbonio rimanente è quindi combusto e gassificato. Le ceneri sono eliminate dalla parte inferiore del gassificatore mediante una tramoggia e sono, susseguentemente, inviate in discarica. E' necessario inviare un eccesso di vapore nello strato di ceneri sopra la griglia, per evitare che possano scorificare.

Il gas grezzo prodotto viene evacuato dalla superiore dell'apparecchio, con una temperatura di 330-530 °C. Il gas, che contiene vapore acqueo, oli, catrame, ammoniaca, composti solforati e polveri, prima di essere inviato all'impianto di depurazione viene fatto passare attraverso un abbattitore di polveri a umido, per eliminare le polveri e per abbassare la sua temperatura a circa 180 °C.

Condizioni operative

1 -Temperatura

Le temperature di esercizio dipendono dal tipo di carbone che deve essere gassificato. Tipiche temperature di esercizio sono le seguenti:

980-1370 °C per la zona di combustione.

620-800 °C per la zona di gassificazione.

370-590 °C per la zona di uscita dei gas.

2 -Pressione

La pressione di esercizio varia da 2400 a 3100 kPa

3 -Reattivi

- *Carbone*: il carbone deve essere classificato nel campo di dimensioni 3-40 mm; devono quindi essere eliminate le fini granulometrie, inoltre la sua umidità non deve essere maggiore del 30 %.

- *Ossidanti*: il gassificatore Lurgi può funzionare sia con aria che con ossigeno, pertanto la quantità di ossidanti dipende dal tipo di carbone. Mediamente il consumo di ossigeno è di circa 0,6 t (circa 420 m³) per tonnellata di carbone trattata.

- *Vapore*: il consumo di vapore dipende anch'esso dal tipo di carbone da gassificare e dal consumo di ossigeno. Mediamente sono richieste circa 3 tonnellate di vapore per tonnellata di carbone trattata. (1 tonnellata di vapore a 100 °C è equivalente a circa 1732 m³).

4 -Prodotti

Una analisi tipica per un gas, secco e raffreddato, prodotto da un gassificatore Lurgi, può essere la seguente:

H₂=39,4 %

CO=16,9 %

CO₂=31,5 %

CH₄=9,0 %

C_nH_m=0,8 %; dove C_nH_m=Idrocarburi vari

H₂S+CO=0,8 %; dove CO=Solfuro di carbonile

N₂+Ar=1,6 %

Il potere calorifico del gas così prodotto si aggira intorno alle 2540-2800 kcal/m³ (~ 10,63-11,18 MJ/ m³). Il volume di gas prodotto, e avente i poteri calorifici sopra citati, è di circa 1700-1980 m³/t.

Oltre al gas prodotto, si ottengono varie sostanze come catrame, olio di catrame, etc. Vi sono inoltre i prodotti di scarto costituiti da ceneri, acque acide, fenoli grezzi.

L'efficienza dipende oltre che dalla regolazione del processo anche dal tipo di carbone utilizzato. Valori medi per questo tipo di processo sono:

$E_g=85\%$ (L'efficienza di gassificazione è il rapporto tra la quantità di calore legata chimicamente al gas secco e la quantità di calore legata chimicamente al combustibile).

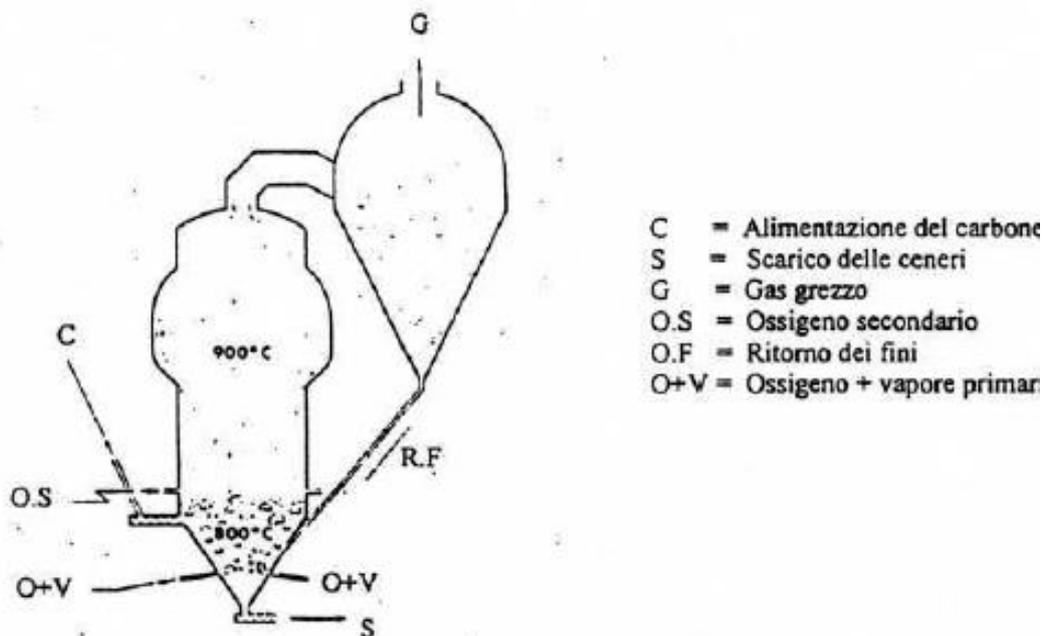
$E_t=68-70\%$ (L'efficienza termica è il rapporto tra la quantità di calore totale dei prodotti ottenuti per gassificazione e la quantità di calore totale dei reagenti).

$E_{cc}=95-99\%$ (L'efficienza di conversione del carbonio è il rapporto tra la quantità di carbonio contenuta nei prodotti ottenuti per gassificazione e la quantità di carbonio contenuta nel combustibile).

Gassificatori con letto fluidizzato

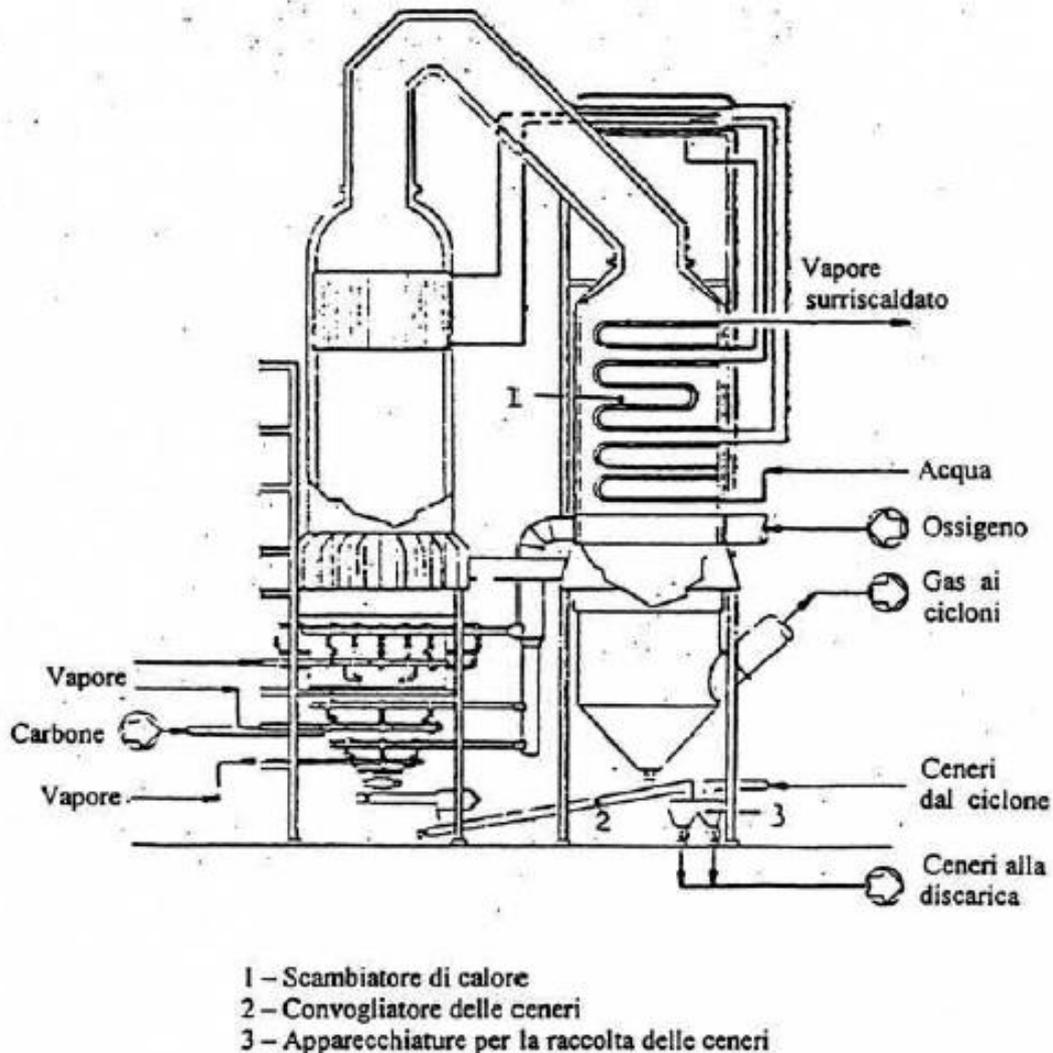
Un gassificatore appartenente a questa categoria è il gassificatore Winkler. Nella sua forma più schematica, riportata in figura 5.2.2, è costituito da un corpo di forma cilindrica, rivestito con materiale refrattario.

Figura 5.2.2- Gassificatore Winkler



L'alimentazione del carbone avviene, mediante un alimentatore a spirale, nella parte bassa del gassificatore. Il vapore e l'ossigeno (o l'aria) sono alimentati attraverso ugelli disposti su vari livelli nel letto fluidizzato. Il letto fluidizzato occupa solamente 1/3 del volume della parte più bassa. Una alimentazione secondaria di vapore e di ossigeno viene effettuata al di sopra del livello del letto fluidizzato per gassificare il carbonio non ancora trasformatosi che abbandona il letto. Se necessario, uno scambiatore di calore è installato nella parte più alta del gassificatore per recuperare il calore dai gas, prima che questi abbandonino il gassificatore, e per risolidificare quelle particelle che possono essersi fuse (figura 5.2.3). La gassificazione di carboni abbastanza reattivi può non richiedere l'impiego di questo scambiatore di calore.

Figura 5.2.3-Schema del processo di gassificazione Winkler



Il carbone, prima di essere convogliato al gassificatore, viene macinato sotto 8-9 mm e inviato alla tramoggia di alimentazione; da qui, mediante un convogliatore a spirale con velocità variabile, va al gassificatore. Il vapore e l'ossigeno (o l'aria) servono a formare, con le particelle di carbone, un letto fluidizzato. Le particelle di carbone reagiscono con l'ossigeno e con il vapore dando luogo alla formazione di H_2 , CO , CO_2 e CH_4 . Poiché le sostanze reagenti sono miscelate intimamente viene raggiunta rapidamente una temperatura uniforme tra i solidi e i gas. Le reazioni avvengono a una temperatura relativamente elevata, provocando la gassificazione del catrame e degli idrocarburi pesanti.

Le particelle residue di ceneri sono segregate nel letto fluidizzato, a seconda delle loro dimensioni e della loro massa specifica. Le particelle più pesanti cadono attraverso il letto fluidizzato e vanno nell'unità di scarico, posta nella parte più bassa del gassificatore, mentre le particelle più leggere sono trascinate attraverso il letto insieme ai gas prodotti.

Il carbone non trasformato, che è trasportato insieme alle particelle più leggere di sterile, viene gassificato per azione dell'ossigeno e del vapore (o dell'aria) nello spazio al di sopra del letto fluidizzato. E' necessario, in questa zona, un attento controllo del flusso di vapore e di ossigeno in quanto una "sottocombustione" provoca un aumento delle perdite di carbone non trasformato,

mentre una "sovracombustione" provoca delle perdite di gas prodotto. La temperatura massima nel gassificatore si raggiunge nello spazio sopra il letto fluidizzato.

A seconda delle caratteristiche delle ceneri e della temperatura raggiunta, alcune particelle di ceneri possono rammollire. Per evitare che queste possano formare dei depositi nei condotti di uscita, il gas grezzo viene fatto passare attraverso uno scambiatore di calore, in modo da abbassare la sua temperatura a circa 180-200 °C, che è sufficiente a risolidificare le particelle. Si ha inoltre un recupero di calorie, che possono essere utilizzate per produrre vapore surriscaldato.

Condizioni operative

1 -Temperatura

La temperatura massima nel letto fluidizzato è di circa 980 °C per le ligniti e 1100 °C per i carboni meno reattivi. La temperatura dei gas che abbandonano il gassificatore dipende dalla temperatura di esercizio, che è approssimativamente inferiore di circa 180 °C rispetto a quella massima del gassificatore. La temperatura nel letto deve essere di circa 10 °C inferiore al punto di rammollimento delle ceneri. Per carboni essiccati (se utilizzati), le temperature di ingresso dei gas vanno da 340 °C a 370 °C, mentre le temperature di uscita vanno da 180 °C a 200 °C.

2 -Pressione

I gassificatori attualmente in funzione operano a pressione atmosferica. Tuttavia sono stati progettati gassificatori funzionanti a pressioni superiori a quella atmosferica e che possono raggiungere anche 1500 kPa.

3 -Tempo di residenza del carbone

Questo tempo è valutato intorno ai 20-30 minuti, a seconda della portata di alimentazione del carbone.

4 -Reattivi

-*Carbone*: è richiesto l'impiego di carboni macinati sotto 10 mm, ma non è necessaria una eliminazione delle granulometrie fini. Possono essere utilizzati carboni aventi un contenuto di umidità sino al 18 % e un contenuto di ceneri sino al 50 %.

- *Ossidanti*: il consumo di ossigeno (puro al 95 %) è di circa 0,35-0,60 tonnellate (245-420 m³) per tonnellata di carbone. L'equivalente consumo di aria è di 1,7-3,0 tonnellate (1300-2300 m³) per tonnellata di carbone. Il consumo di vapore varia da 0,4 a 0,7 tonnellate (740-1300 m³) per tonnellata di carbone trattato, quando venga impiegato ossigeno.

- *Vapore*: il consumo di vapore dipende anch'esso dal tipo di carbone da gassificare e dal consumo di ossigeno. Mediamente sono richieste circa 3 tonnellate di vapore per tonnellata di carbone trattata. (1 tonnellata di vapore a 100 °C è equivalente a circa 1732 m³).

5 -Prodotti

Una composizione tipica per un gas, secco e raffreddato, può essere la seguente:

H₂=35-46 %

CO=30-50 %

CO₂= 13-25 %

CH₄=1,0-1,8 %

N₂+Ar=0,5-1,5 %

Il potere calorifico del gas così prodotto è intorno alle 2200-2800 kcal/m³ (9,2-11,7 MJ/ m³). Il volume di gas prodotto è di circa 1600 m³/t di carbone. Altre sostanze come oli, idrocarburi pesanti e bitumi non sono prodotti in quantità apprezzabile.

Un gassificatore Winkler industriale, di circa 5 m di diametro e 23 m di altezza, può gassificare circa 700 t/giorno di carbone (1000 t/giorno, usando ossigeno) a pressione atmosferica. Per capacità più elevate è necessario aumentare la pressione.

6 - Efficienza

I valori medi delle efficienze, per un gassificatore Winkler, sono i seguenti:

$E_g=45-75$ % (Efficienza di gassificazione)

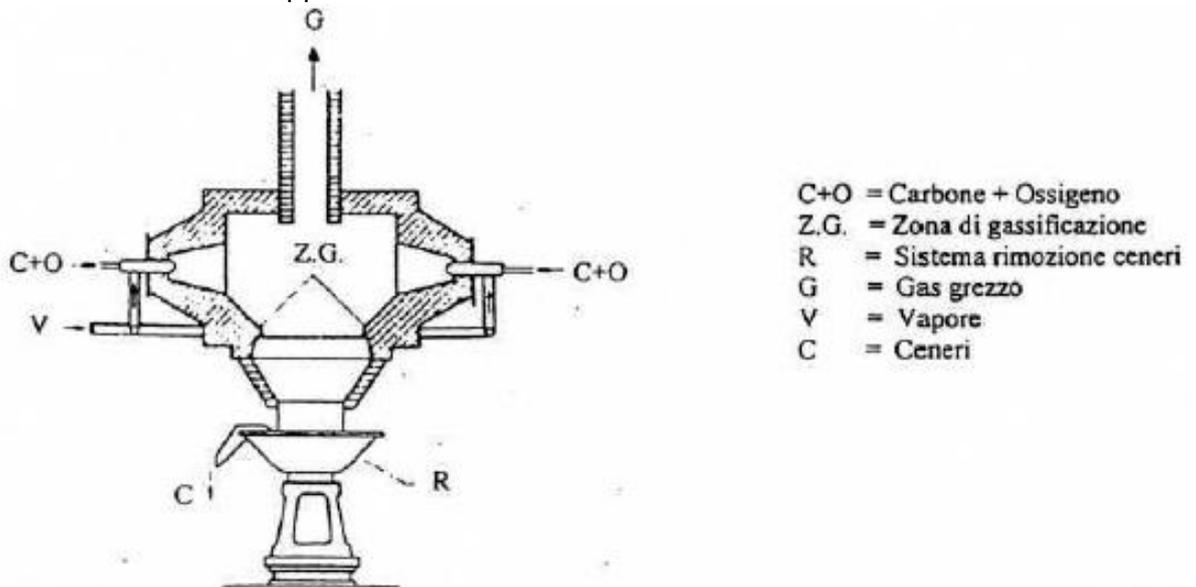
$E_t=70-82$ % (Efficienza termica)

$E_{cc}=55-90$ % (Efficienza di conversione del carbonio)

Gassificatori a letto trascinato

Un esempio di questo tipo di gassificatori è fornito dal gassificatore Kopper-Totzek, comunemente indicato come KT, la cui vista schematica è riportata in figura 5.2.4.

Figura 5.2.4-Gassificatore Kopper-Totzek



Nel processo Kopper-Totzek il combustibile, finemente macinato, è iniettato con un flusso di ossigeno e di vapore all'interno del gassificatore, il quale presenta una forma ellissoidica e tozza. Le reazioni di gassificazione iniziano a una temperatura di circa 1500 °C, con tempi di reazione di circa 1 secondo. Il carbone viene consumato quasi completamente e gli oli pesanti (bitumi) sono gassificati insieme al carbone. Il gas prodotto, che abbandona l'apparecchio ad una temperatura di circa 1500 °C, è inviato in un recuperatore di calore, dove è raffreddato sino a circa 300 °C, producendo del vapore surriscaldato che viene utilizzato nel processo.

A causa dell'elevata temperatura nel gassificatore le ceneri fondono e, più della metà, sono raccolte come scorie. A causa dell'elevata temperatura il gas prodotto ha una proporzione relativamente elevata di CO e una bassa percentuale di CO₂ e di idrocarburi.

Condizioni operative

1 -Temperatura

La temperatura della zona di combustione è di circa 1900 °C, mentre la temperatura dei gas che escono dal gassificatore, prima del trattamento di depurazione, è di circa 1500 °C.

2 -Tempo di residenza del carbone

Le particelle di carbone vengono gassificate nel tempo di un secondo, o anche meno.

3 -Sostanze reattive

- *Carbone*: il carbone che alimenta il gassificatore deve essere macinato finemente (70-90 % sotto 0,074 mm). La polverizzazione e l'essiccamento producono un carbone avente una

umidità che varia dall'1 % all'8 %; pertanto possono essere utilizzati tutti i tipi di carbone, purché vengano opportunamente macinati.

- *Ossidanti*: il consumo di ossigeno varia da 0,85 a 0,90 tonnellate (597-630 m³) per tonnellata di carbone bituminoso. Per le ligniti il consumo di ossigeno varia da 0,70 a 0,75 t (490-525 m³) per tonnellata di carbone.

- *Vapore*: il consumo di vapore varia da 0,3 a 0,34 t (520-525 m³) per tonnellata di carbone.

4 -Prodotti

Una composizione tipica per un gas, secco e raffreddato, può essere la seguente:

H₂= 21 - 32 %

N₂=0,8-1,0 %

CO=55-66 %

CO₂=7-12 %

CH₄=0,1 %

H₂S=0,5-1,0 %

Il potere calorifico del gas così prodotto si aggira intorno alle 2200-3100 kcal/m³ (9,2-13,0 MJ/m³).

5 -Efficienza

I valori medi delle efficienze, per un gassificatore Kopper Totzek, sono i seguenti:

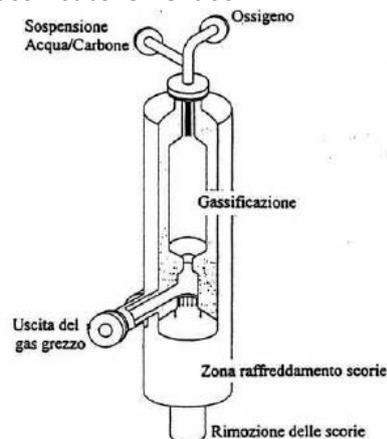
E_g=68-75 % (Efficienza di gassificazione)

E_t=70-80 % (Efficienza termica)

E_{cc}=90-96 % (Efficienza di conversione del carbonio)

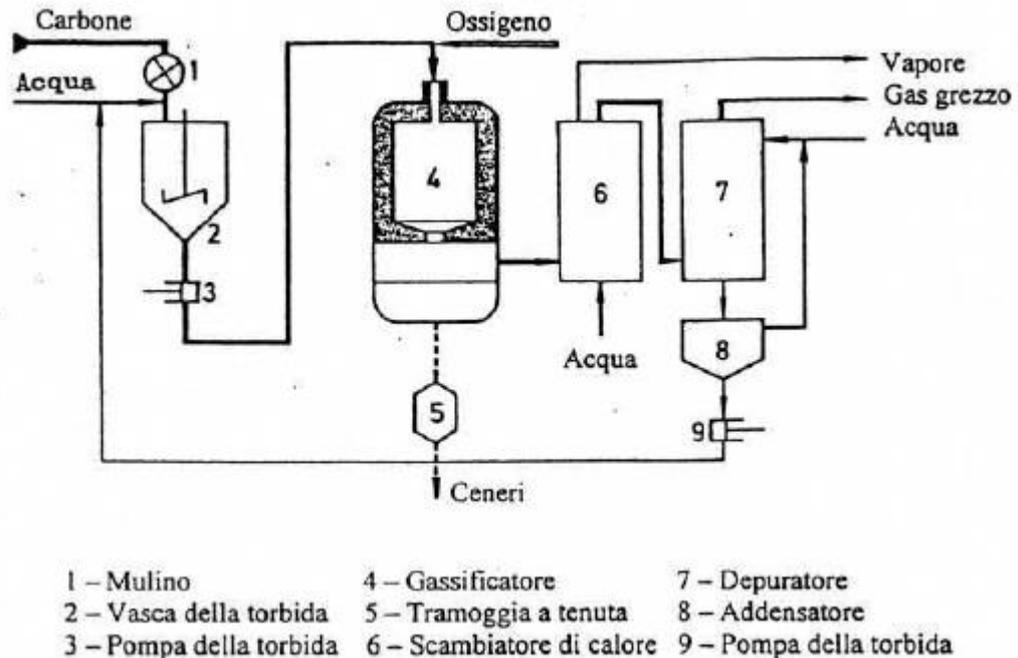
Un altro tipo di gassificatore a letto trascinato è il gassificatore Texaco. E' costituito da un corpo di forma cilindrica in acciaio al carbonio, rivestito da refrattario (figura 5.2.5).

Figura 5.2.5-Gassificatore Texaco



L'alimentazione solida del gassificatore è preparata in due stadi di macinazione (il secondo in atmosfera inerte) ed è inviata alla vasca di formazione della torbida, dove è miscelata con idrocarburi o con acqua per formare una torbida adatta per essere trasportata mediante pompe (figura 5.2.6): La concentrazione, in peso, di solido varia dal 48 % al 55 %.

Figura 5.2.6



La sospensione acqua-carbone viene quindi portata alla pressione operativa richiesta e alla temperatura di 540 °C. La miscela risultante carbone-vapore viene iniettata nel gassificatore, attraverso un ugello situato nella parte superiore dell'apparecchio. L'ossigeno è alimentato attraverso un ugello concentrico ad anello. Il carbone reagisce con il vapore e l'ossigeno, nella camera di ossidazione parziale, situata nella parte superiore dell'apparecchio. Il gas formatosi fluisce verso il basso attraverso una camera in cui vi sono degli iniettori d'acqua. L'acqua è iniettata proprio al di sotto della camera di parziale ossidazione per raffreddare il gas e, come risultato, si ha la generazione di una grande quantità di vapore a elevata pressione. Il gas viene ulteriormente raffreddato mentre abbandona il gassificatore, attraverso l'acqua di un bagno di raffreddamento, che si trova nella parte inferiore dell'apparecchio.

Le ceneri, a causa dell'elevata temperatura, fondono: si formano delle goccioline di scorie che cadono verso il fondo dell'apparecchio nel bagno di raffreddamento, e da qui sono scaricate, sotto forma di granuli, in una tramoggia chiusa. Il gas prodotto, che abbandona il gassificatore, è inviato in un depuratore ad umido (wet scrubber) al fine di rimuovere le residue particelle di scorie. Il contenuto di polveri può così essere ridotto a meno di 1 p.p.m. La sospensione scorie-acqua viene raccolta e separata: le scorie vengono inviate in discarica mentre l'acqua viene riciclata nel pozzetto di raffreddamento o negli scrubbers. Il gas grezzo, ottenuto con questo processo, prima di essere utilizzato dovrà essere depurato ulteriormente.

Condizioni operative

1 -Temperatura

La temperatura della zona di ossidazione parziale è oltre il punto di fusione delle ceneri (~ 1650 °C). La temperatura del gas che abbandona il gassificatore varia da 200 °C a 260 °C.

2 -Pressione

La pressione, negli impianti industriali, varia da circa 8200 a 17.200 kPa.

3 -Sostanze reattive

-*Carbone*: è richiesto l'impiego di carbone polverizzato (70 % sotto 74 m). Per ogni metro cubo di gas prodotto sono necessari 0,44-0,54 kg di carbone.

-Ossidanti: Nel processo Texaco può essere utilizzata sia l'aria che l'ossigeno; i consumi medi sono i seguenti:

	650-700 kg (1127-1213 m ³) per tonnellata di carbone
Vapore	0,3-0,4 kg (0,52-0,7 m ³) per m ³ di gas prodotto
Ossigeno	580-600 m ³ per tonnellata di carbone

Vapore: il consumo di vapore dipende anch'esso dal tipo di carbone da gassificare e dal consumo di ossigeno. Mediamente sono richieste circa 3 tonnellate di vapore per tonnellata di carbone trattata. (1 tonnellata di vapore a 100 °C è equivalente a circa 1732 m³).

4 -Prodotti

Una composizione media tipica per un gas, secco e raffreddato, può essere la seguente:

- H₂=38,7 %
- CO=46,6 %
- CO₂=11,5 %
- CH₄=0,7 %
- N₂=2,0 %
- H₂S=0,7 %

Il potere calorifico superiore del gas così prodotto si aggira intorno alle 2200-2650 kcal/m³ (9,2-11,0 MJ/ m³). La capacità di trattamento è intorno alle 6-8 t/h, con una produzione di gas di circa 12.000-16.000 m³/h.

5 -Efficienza

I valori delle efficienze, per questo tipo di gassificatore, sono i seguenti:

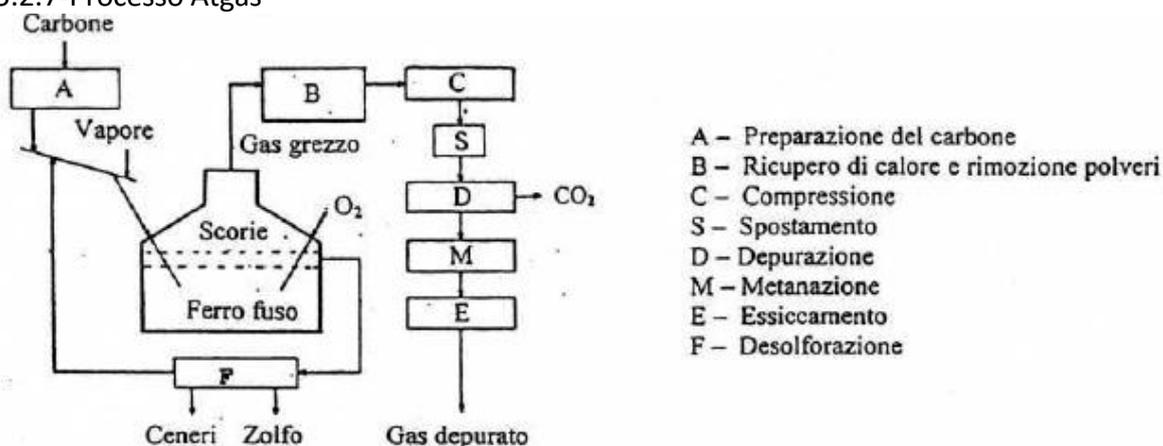
- E_g=75-80 % (Efficienza di gassificazione)
- E_t=82-85 % (Efficienza termica)
- E_{cc}=90-98% (Efficienza di conversione del carbonio)

Gassificatori con bagno fuso

A)-Processo Atgas

Questo processo è stato sviluppato con l'intento di produrre un gas privo di zolfo. Esso si basa infatti sulla ben nota affinità esistente tra il ferro e lo zolfo. Nella figura 5.2.7 si riporta una vista schematica di questo processo.

Figura 5.2.7-Processo Atgas



Il carbone, macinato ed essiccato, viene introdotto nel bagno di ferro fuso, insieme al vapore d'acqua, mediante un iniettore ceramico (o di acciaio raffreddato con olio). L'ossigeno viene introdotto nel gassificatore attraverso iniettori posti poco al di sotto della superficie del bagno di ferro fuso. Il carbone si dissolve rapidamente nel bagno di ferro fuso e le sue materie volatili sono pirosclisse e convertite in H_2 e CO . Il carbonio fisso reagisce con l'ossigeno e il vapore e si ha ancora produzione di CO e H_2 . Lo zolfo liberatosi dal carbone reagisce con il calcare (introdotto intenzionalmente) che galleggia sul bagno di ferro fuso e da luogo alla formazione di CaS . Le scorie contenenti ceneri e zolfo, sono eliminate in modo continuo dal gassificatore e inviate all'impianto di desolforazione (se si ritiene opportuno) per ottenere lo zolfo sotto forma elementare.

Il gas prodotto, uscente dal gassificatore, viene inviato alla depurazione, prima del suo impiego come combustibile o per sintesi chimiche.

Condizioni operative

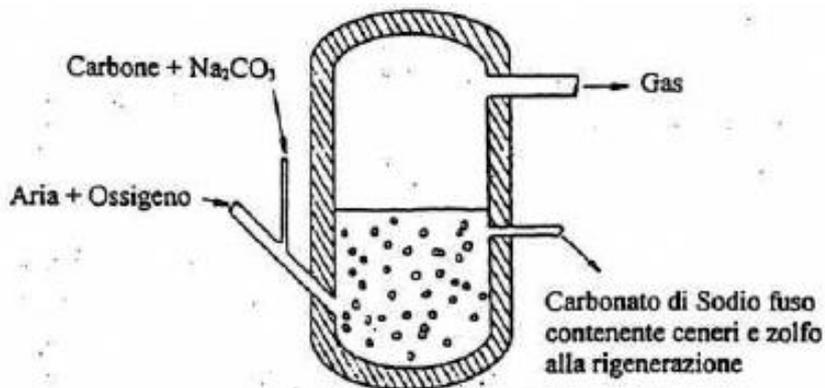
Temperatura:	{	1370 °C (temperatura operativa)
		1100 °C (temperatura di uscita)
Pressione:		350-450 kPa
Reattivi:	{	Carbone – essiccato e macinato sotto 3 mm e con umidità inferiore al 4 %
		Ossigeno: 400 m ³ /t di carbone trattato
		Vapore: 0,1 t (1700 m ³) per tonnellata di carbone
Potere calorifico del gas:		2800-4700 kcal/ m ³ (12-20 MJ/m ³)
Efficienza di gassificazione:		60-80 %

Poiché il gas prodotto è quasi privo di zolfo (50 p.p.m. SO_2) non è necessaria una ulteriore desolforazione. Essendo il contenuto di polveri abbastanza elevato il loro abbattimento viene effettuato facendo passare il gas grezzo attraverso filtri elettrostatici.

B)-Processo Rockwell

Il gassificatore Rockwell a sali fusi è costituito da un contenitore di forma cilindrica rivestito di refrattario alluminoso, in modo da resistere alla corrosione dovuta ai sali (figura 5.2.8). Anche tutte le altre parti dell'apparecchio, come per esempio le termocoppie, gli ugelli di alimentazione e di scarico, sono rivestite di allumina di elevata purezza.

Figura 5.2.8- Processo Rockwell

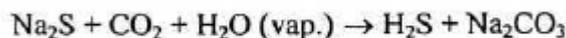


In questo processo, il carbone e il carbonato di sodio sono inviati insieme all'ossigeno (o all'aria) all'interno del bagno di sali fusi. In tal modo il carbonio viene parzialmente ossidato e pirolizzato, con produzione di gas composto prevalentemente da CO, H₂, CO₂, N₂ e piccole quantità di CH₄. Lo zolfo e le ceneri del carbone sono ritenuti nel bagno fuso.

In questo processo il carbonato di sodio ha le seguenti funzioni:

- Agisce come mezzo disperdente per il carbone e per l'aria (o l'ossigeno) usato per la gassificazione.
- Distribuisce il calore necessario all'ossidazione.
- Agisce come sorgente di calore per la pirolisi e la distillazione delle materie volatili del carbone.
- Ritiene, fisicamente, le ceneri del carbone.

Poiché le ceneri e lo zolfo sono ritenuti nel sale fuso, questo deve essere evacuato continuamente dal gassificatore e sostituito con carbonato di sodio fresco. Il flusso di sali uscente dal gassificatore è inviato all'impianto di rigenerazione, nel quale le ceneri e i componenti insolubili sono rimossi mediante decantazione e filtrazione, mentre il solfuro di sodio (Na₂S) che viene disciolto è convertito in H₂S e Na₂CO₃, mediante reazione con CO₂ e vapore d'acqua, secondo la reazione:



Il carbonato di sodio rigenerato viene rinviato in ciclo mentre l'idrogeno solforato è inviato al processo di depurazione per il ricupero dello zolfo.

Condizioni operative

- 1-Temperatura - La temperatura del bagno fuso è di circa 980 °C
- 2-Pressione - può variare dalla pressione atmosferica a circa 1960 kPa
- 3-Sostanze reattive

Carbone: In questo processo possono essere utilizzati tutti i tipi di carbone. La granulometria che normalmente si richiede è inferiore a 6 mm e l'umidità del carbone deve essere inferiore al 10 %

Ossidanti: Sono richieste circa 3,5-4,0 t (2600-300 m³) di aria per tonnellata di carbone trattato. Se viene impiegato ossigeno il consumo è di circa 0,6-0,7 t (420-490 m³) per tonnellata di carbone. Quando si opera con l'ossigeno non è richiesto l'impiego di vapore, mentre quando si opera con aria esso viene normalmente impiegato con una portata di circa 0,1-0,4 t (170-690 m³) per tonnellata di carbone trattato. Il riciclo di Na₂CO₃ al gassificatore è di circa 0,3-0,4 t per tonnellata di carbone trattato.

- 4-Prodotti

Operando con aria si possono ottenere circa 4000 m³/h di gas avente un potere calorifico superiore di 5,9 MJ/m³ (1400 kcal/kg) per tonnellata di carbone, mentre operando con ossigeno si possono ottenere circa 1900 m³/h di gas avente un potere calorifico superiore di 1 MJ/m³ (2600 kcal/kg). Una tipica analisi del gas (operando con aria) è la seguente:

H=13,2 %

N₂=1,5 %

CO=29,7 %

CO₂=3,5 %

CH₄=1,5 %

NH₃=5 p.p.m

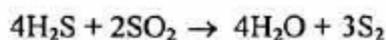
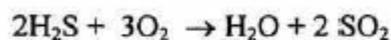
Composti solforati=5 p.p.m

L'efficienza di gassificazione (operando con aria) è di circa il 78 %.

Il processo Claus per la depurazione dei gas

Si accennato, in precedenza, al fatto che il gas grezzo prodotto dai gassificatori deve essere inviato all'impianto di depurazione per eliminare lo zolfo in esso contenuto.

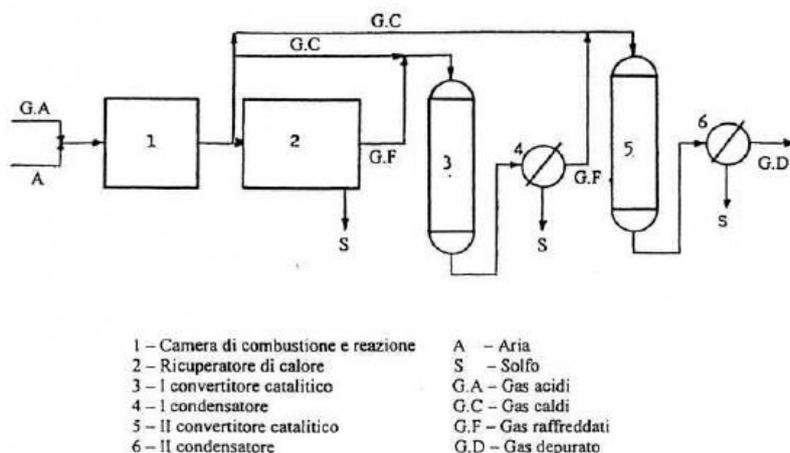
Uno dei processi di depurazione maggiormente utilizzati e che consente il ricupero dello zolfo, sotto forma elementare, dai gas ricchi di H₂S è il processo Claus. La prima fase di questo processo è costituita dalla combustione di circa 1/3 dell'idrogeno solforato (H₂S) per formare anidride solforosa (SO₂). La quantità di H₂S bruciato è controllata regolando il flusso d'aria nel combustore. Nella seconda fase l'anidride solforosa (SO₂) reagisce, a circa 245-300 °C, con la quantità rimanente di H₂S, in presenza di un catalizzatore costituito da bauxite, per formare lo zolfo elementare. Le reazioni principali sono le seguenti:



Essendo entrambe le reazioni esotermiche, il calore prodotto viene recuperato mediante uno scambiatore di calore. La pressione utilizzata nel processo è generalmente bassa: 7-35 kPa.

La conversione dell'idrogeno solforato a zolfo elementare è usualmente del 90-95 %, a seconda dell'alimentazione, del tipo di impianto e del numero dei convertitori (reattori). I composti di zolfo non convertiti si ritroveranno nel gas, all'uscita del depuratore. Uno schema dell'impianto di depurazione è riportato in figura 5.2.9

Figura 5.2.9-Impianto depurazione dei gas



La combustione di circa 1/3 dell'idrogeno solforato (H_2S) avviene nella camera di combustione e reazione. I gas caldi fluiscono nel ricuperatore di calore in cui si genera del vapore, normalmente a 680-1000 kPa. Una parte di questi gas è deviata attorno al ricuperatore di calore, per mantenere la temperatura richiesta dai gas che entrano nel primo e nel secondo convertitore. Dal fondo del recuperatore di calore viene rimosso dello zolfo liquido. La miscela di gas raffreddati, provenienti dal recuperatore di calore, e di gas caldi, deviati dal combustore, entra nel I convertitore catalitico a circa 230-260 °C. I gas che abbandonano il reattore sono raffreddati nel I condensatore per rimuovere lo zolfo liquido. I gas che fluiscono poi nel II convertitore e quindi nel II condensatore, per l'ulteriore ricupero di zolfo. I gas così ottenuti contengono ancora una piccola percentuale di composti solforosi non convertiti, prodotti di reazioni secondarie, anidride carbonica, azoto e altri gas presenti nel gas di alimentazione e nell'aria utilizzata per la combustione.

8.2.1 La liquefazione

La liquefazione è un processo nel quale il carbone può essere convertito in combustibili liquidi come benzina o gasolio. Questa tecnica porta dei sensibili vantaggi per il trasporto e per la protezione dell'ambiente.

Il primo processo di liquefazione del carbone per mezzo di idrogenazione è stato brevettato da Bergius in Germania nel 1913. L'innovazione di Bergius si basa sulla scoperta che, in certe condizioni di temperatura e pressione, è possibile arricchire di idrogeno le molecole di carbone, rendendole più simili a quelle del greggio e dei derivati petroliferi. Questo procedimento avviene attraverso la rottura delle molecole di carbone ad alte temperature e pressioni; modificandone la struttura, aggiungendo idrogeno, in presenza di catalizzatori, ed eliminando zolfo ed altre impurità.

OSSICOMBUSTIONE

I processi di ossicombustione sono ricompresi nelle tecnologie di separazione e stoccaggio della CO₂, o CCS (Carbon Captur and Sequestration), che includono la cattura eseguita sui prodotti della combustione o della gassificazione, il condizionamento (purificazione in relazione alle esigenze del trasporto e del confinamento), la compressione, il trasporto e lo stoccaggio permanente in siti geologici di caratteristiche idonee.

Generalmente le tecnologie CCS e, in particolare, quelle di separazione della CO₂, sono suddivise in tre categorie:

- processi di cattura pre-combustione;
- processi di cattura post-combustione;
- processi di ossicombustione

I processi di separazione dell'anidride carbonica pre-combustione si applicano essenzialmente agli impianti di gassificazione del carbone. Secondo tale approccio la CO₂, viene rimossa dal syngas, prima che questo venga bruciato.

Nei processi di separazione della CO₂, post-combustione, l'anidride carbonica può essere rimossa dai gas di combustione mediante processi di assorbimento chimico, già consolidati a livello commerciale e di uso comune negli impianti chimici.

L'ossicombustione, realizzata utilizzando come comburente l'ossigeno al posto dell'aria, consente di ottenere fumi di combustione quasi totalmente privi di azoto e composti principalmente da CO₂ e H₂O, facilmente separabili attraverso la condensazione del vapor d'acqua con un semplice processo di raffreddamento. Permane solo l'azoto eventualmente proveniente dal combustibile stesso. Dopo il raffreddamento e la condensazione, la corrente gassosa, caratterizzata da una concentrazione di CO₂ tipicamente compresa tra l'80 e il 98%, a seconda del combustibile utilizzato e delle condizioni operative del processo di combustione, può essere ulteriormente purificata in maniera più o meno spinta con la possibilità di ottenere CO₂ praticamente pura, da inviare previa compressione ai siti di stoccaggio per il confinamento.

Per gli impianti di produzione di energia elettrica l'ossicombustione rappresenta una soluzione particolarmente promettente rispetto alle soluzioni previste dai processi di cattura pre-combustione e post-combustione.

La combustione in ossigeno finalizzata alla cattura della CO₂ è stata proposta per la prima volta nel 1981 presso l'Argonne National Laboratory (ANL). Lo scopo di questi primi studi era quello di valutare la possibilità di produrre, con la combustione in ossigeno, un gas composto quasi esclusivamente di CO₂ che fosse idoneo al confinamento, senza successivi trattamenti, eliminando in tal modo la necessità della desolforazione, richiesta invece dalle tecnologie CCS pre- e post-combustione. Il processo basato sull'ossicombustione risultava essere nel complesso energeticamente meno oneroso dei processi pre- e post-combustione, e particolarmente attraente per il confinamento della CO₂ nei serbatoi geologici petroliferi esauriti o in via di esaurimento, i cosiddetti siti EOR (enhanced oil recovery), localizzati anche a notevole distanza dai siti di produzione.

Le attività di ricerca nel settore, proseguirono con studi e ricerche sia di carattere tecnico-economico che di carattere fenomenologico su un impianto in scala pilota, svolti anche in collaborazione con l'Energy & Environmental Research Center (EERC).

Seguì nei primi anni '90, soprattutto in Europa, Giappone e Canada, un notevole interesse per la ricerca di soluzioni tecnologiche volte alla riduzione dei gas serra con studi nel settore dell'ossicombustione. Tali studi erano principalmente focalizzati sul *retrofitting* di impianti esistenti.

In particolare, investigando le caratteristiche della combustione ossigeno-carbone con ricircolo dei gas reflui, svolgendo studi e ricerche sull'ossicombustione, che comprendevano aspetti da quelli tecnico-economici alle caratteristiche delle fiamme e alle emissioni inquinanti, ed inoltre studiando sia le caratteristiche dei combustori che le caratteristiche delle fiamme e delle tipologie dei carboni.

L'interesse per l'ossicombustione è andato quindi crescendo con numerose attività di ricerca, sviluppo e dimostrazione in Europa, Australia, Giappone, Stati Uniti, Canada e Corea del Sud.

Negli impianti convenzionali di generazione elettrica alimentati con combustibili fossili la combustione avviene con aria, il cui contenuto di azoto, circa il 79% in volume, diluisce la CO₂ contenuta nei prodotti della combustione riducendone la concentrazione a valori intorno al 5% (in volume e su base secca) nel caso di gas naturale, e fino a valori che, nel caso di carbone, sono dell'ordine del 15%. Nella combustione con aria, l'azoto svolge inoltre un'azione moderante della temperatura, mentre se si effettua la combustione con solo ossigeno la temperatura tende ad aumentare significativamente fino a livelli non sopportabili dai materiali. Nel caso dell'ossicombustione il ruolo dell'agente moderatore viene sostituito operando un ricircolo dei gas di combustione oppure mediante iniezione di acqua o di vapore direttamente nel combustore. La tecnica più utilizzata negli impianti di ossicombustione di prima e di seconda generazione è quella del ricircolo dei gas di combustione (fino all'80 %), in modo che l'anidride carbonica e il vapor d'acqua contenuti nei fumi agiscano da moderatori della temperatura di combustione.

L'iniezione di acqua o di vapore è invece una tecnica presa in considerazione per gli impianti di ossicombustione di terza generazione, tuttora in fase di sviluppo concettuale.

Tipicamente negli impianti con ossicombustione si utilizza come comburente, una miscela di ossigeno quasi puro (generalmente con purezza maggiore del 95 %) e gas riciclati composti principalmente da CO₂ e vapore d'acqua. I prodotti di combustione che si creano in questo processo sono principalmente costituiti da CO₂ e H₂O, facilmente separabili poi per condensazione dell'acqua. A seguito di tale separazione si ottengono prodotti di combustione in cui la concentrazione di CO₂ può essere ritenuta idonea al confinamento. Per tale motivo i progetti di ricerca per la costruzione di impianti dimostrativi di ossicombustione stanno suscitando sempre più interesse in tutto il mondo.

In condizioni operative ideali, i prodotti della combustione possono avere una concentrazione di CO₂ su base secca fino al 95 % circa, nel caso del carbone, o fino al 98 % circa, nel caso del gas naturale.

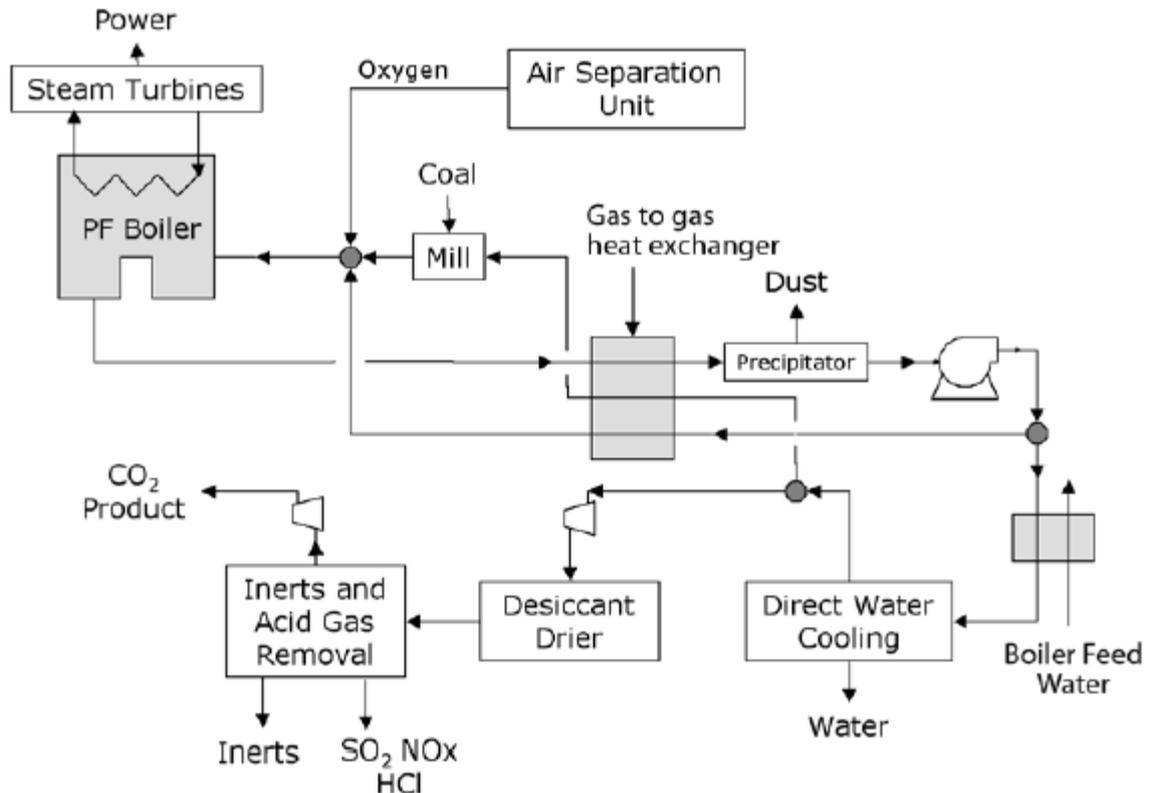
Le impurità sono essenzialmente costituite da specie gassose derivate dal combustibile, quali ad esempio SO_x, NO_x, HCl e Hg, ovvero dal comburente o da infiltrazioni d'aria, quali ad esempio argon, ossigeno e azoto. Valori inferiori della concentrazione di CO₂, anche fino all'80 %, possono essere determinati da diluizione con aria proveniente da infiltrazioni indesiderate nelle varie sezioni di impianto quando queste operano a pressione inferiore rispetto all'atmosfera.

Un impianto di ossicombustione è fondamentalmente costituito da almeno tre sezioni principali:

- L'unità di separazione dell'aria.
- Il sistema preposto all'ossicombustione.
- Il sistema di trattamento e recupero della CO₂ prodotta.

La Figura 6.1 mostra uno schema semplificato di impianto di generazione elettrica mediante ossicombustione di polverino di carbone.

Figura 6.1-Schema semplificato di un impianto di ossicombustione del carbone.



L'unità di separazione dell'aria rappresenta un componente fondamentale dell'impianto, in quanto è la parte preposta alla produzione dell'ossigeno. D'altra parte, per via degli elevati assorbimenti di energia rappresenta uno dei due principali punti critici delle tecnologie di ossicombustione. Per tale motivo le attività di ricerca nel settore includono lo sviluppo di tecnologie e processi quanto più possibile efficienti per la produzione dell'ossigeno.

L'ossicombustione finalizzata alla rimozione e al confinamento della CO₂ comporta, rispetto a impianti convenzionali della stessa taglia, una penalizzazione in termini energetici dell'ordine di 7-10 punti percentuali di rendimento sul processo di generazione elettrica, ciò principalmente a causa degli assorbimenti di energia del sistema di produzione dell'ossigeno e di compressione della CO₂. Tale penalizzazione è tuttavia generalmente inferiore o uguale alla penalizzazione che si ha nei sistemi basati sulle tecnologie di pre-combustione e di post-combustione a causa degli assorbimenti energetici dei processi di separazione della CO₂ e di compressione della stessa.

L'eliminazione dell'azoto presente nella combustione con aria determina una drastica riduzione della portata volumetrica finale dei gas reflui fino a valori dell'ordine del 25 %, rispetto alla combustione con aria, a cui corrispondono dimensioni sensibilmente ridotte delle apparecchiature per l'eventuale trattamento finale dei gas. L'assenza, o quasi, di azoto nei gas reflui causa inoltre un contemporaneo aumento della concentrazione di tutte le altre specie presenti, quali ad esempio H₂O, SO₂, SO₃, O₂, NO_x, Hg, particolato, ponendo problemi ulteriori di corrosione, erosione, superamento di valori limite normativi di concentrazione, che impongono specifiche soluzioni.

Le principali differenze tra la combustione in ossigeno e la combustione in aria dipendono dai seguenti aspetti:

- Stabilità della combustione.
- Ritardo all'accensione.
- Temperatura e propagazione della fiamma.

- Caratteristiche dello scambio termico.
- Produzione di inquinanti.

Queste differenze influenzano il progetto delle apparecchiature di combustione, in particolare dei bruciatori, delle camere di combustione e delle apparecchiature di scambio termico, e richiedono particolari valutazioni e verifiche nel caso di interventi di *retrofitting*.

Gli studi sperimentali condotti in laboratorio e su impianti pilota hanno mostrato che le differenze sostanziali esistenti tra la combustione con ossigeno e la combustione con aria sono in gran parte dipendenti dalle diverse proprietà fisiche e chimiche del comburente e dei prodotti della combustione.

La CO₂, che nell'ossicombustione sostituisce l'azoto come diluente dell'ossigeno e come agente moderatore della temperatura, presenta infatti, rispetto all'azoto stesso, sostanziali differenze per quanto riguarda le seguenti proprietà:

- Massa molecolare: la CO₂ presenta una massa molecolare maggiore di quella dell'azoto (44 kg/kmol contro 28 kg/kmol); la maggiore massa molecolare del diluente si riflette proporzionalmente sulla densità dei prodotti della combustione e, quindi, sul loro comportamento termofluidodinamico.
- Calore specifico: il calore specifico della CO₂ e del vapore d'acqua presente nei gas combusti è maggiore di quello dell'azoto.
- Diffusività: la diffusività della CO₂ è minore di quella dell'azoto.
- Proprietà radiative: durante l'ossicombustione la concentrazione di gas triatomici (CO₂ e H₂O) aumenta drasticamente con un conseguente aumento dell'emissività dei gas in camera di combustione, specie nel campo dell'infrarosso e, quindi, con un conseguente maggiore potere radiante degli stessi anche a bassa temperatura.

Le suddette differenze in termini di proprietà influiscono sensibilmente sulle caratteristiche della combustione e in particolare:

- A causa della superiore capacità termica, per ottenere la stessa temperatura di fiamma è necessaria, a parità di massa di comburente, una maggiore quantità di combustibile e, quindi, una maggiore quantità di ossigeno rispetto al diluente; ciò si traduce, mediamente, in una frazione molare di ossigeno nel comburente fino al 30 %, il che richiede un ricircolo dell'ordine del 60 % dei gas combusti.
- L'elevata concentrazione di CO₂ e di H₂O nei prodotti di combustione fa sì che, nel caso del retrofitting di impianti esistenti, per uguagliare la potenza termica irradiata in camera di combustione si renda necessario ridurre la frazione di ossigeno nel comburente in modo da ridurre la temperatura della fiamma.
- Nonostante l'elevata frazione di gas di ricircolo, la portata volumetrica dei gas evolventi in camera di combustione si riduce (anche fino all'80 % circa) a causa della maggiore densità degli stessi; ciò consente peraltro una riduzione delle dimensioni degli impianti di nuova costruzione.
- Nel caso della combustione con aria del polverino di carbone si opera tipicamente con un eccesso d'aria del 15-20 % (al fine di minimizzare la produzione di incombusti), nel caso dell'ossicombustione è invece necessario operare con un corrispondente eccesso di ossigeno del 3-5 %.
- A causa del riciclo di un'elevata frazione di gas combusti, i gas evolventi in camera di combustione presentano una maggiore concentrazione di specie indesiderate, in particolare SO_x.
- Come già osservato, infine, la produzione dell'ossigeno necessario per l'ossicombustione e la compressione della CO₂ per il trasporto nei siti di confinamento sono causa di

rilevanti assorbimenti energetici che riducono l'efficienza complessiva dell'impianto di generazione elettrica.

In Italia esiste un impianto sperimentale (alimentato con rifiuti industriali liquidi) da 5 MWth, situato presso il Centro Ricerche e Sviluppo di Ansaldo Caldaie S.p.A. a Gioia del Colle. Tale impianto, realizzato per scopi di ricerca, è in esercizio dal 2004, ed è stato progettato per sperimentare il processo di ossicombustione senza fiamma (flameless) ISOTHERM PWR® sviluppato e brevettato da ITEA, società del gruppo SOFINTER, per la combustione di combustibili solidi e liquidi.

Il processo prevede la combustione in ossigeno, a elevate temperature (moderate dal ricircolo dei prodotti di combustione, principalmente anidride carbonica e acqua) e in un ambiente in pressione (0,4 MPa).

La stessa tecnologia è utilizzata a Singapore dal 2008 in un impianto da 15 MWth che opera con rifiuti dell'industria petrolchimica e farmaceutica.

Il processo ISOTHERM® è un processo di ossicombustione in pressione brevettato da ITEA che prevede che il combustibile sia pressurizzato, alimentato e bruciato quindi in ossigeno puro. I prodotti di combustione vengono fatti ricircolare per ridurre la temperatura operativa. Questa tecnologia è stata testata anche con l'impiego di carbone.

La combustione nel processo ISOTHERM®, per via delle alte temperature raggiunte (tra 1500 e 1700 °C), dell'elevata pressione operativa e del ricircolo dei gas combusti (tale per cui la composizione dell'agente gassificante non è molto dissimile da quella degli stessi gas combusti), avviene senza fiamma visibile. In tal modo è possibile ottenere una elevatissima efficienza del processo grazie all'uniformità delle condizioni operative all'interno del reattore.

Permette inoltre di avere un alto rendimento di rimozione delle ceneri, totalmente inerti, di poter alimentare il processo con carboni di basso rango e di dare luogo a prodotti di combustione caratterizzati da una concentrazione di CO₂ maggiore del 93%, che viene separata per condensazione dall'H₂O.

Inoltre la società Sotacarbo S.p.A. sta avviando, in collaborazione con ENEA e ITEA, un progetto per la realizzazione di un impianto pilota di ossicombustione da 48 MWth, che verrà installato nel Sulcis e sperimentato per la prima volta a livello mondiale in scala significativa, per dimostrare l'applicabilità della tecnologia a carboni di basso rango ed alto tenore di zolfo come quello estratto nello stesso sito.

La configurazione impiantistica scelta per lo studio è in parte diversa rispetto a quella reperibile negli studi di letteratura poiché, ferma restando la configurazione del tipico ciclo Rankine di generazione, nel caso in oggetto il vapore è prodotto da un particolare generatore che opera in pressione anche dal lato fumi, ricevendo i gas caldi prodotti da un innovativo combustore pressurizzato flameless ad ossicombustione alimentato da slurry. Il combustore dovrà funzionare con una portata di carbone Sulcis pari a 1,8 kg/s, corrispondenti a circa 50 MWth. Il carbone verrà inviato sotto forma di coal water slurry contenente il 35% in peso di acqua, equivalente ad una portata in peso di slurry pari a 2,68 kg/s.

MISCELE ACQUA-CARBONE (COAL WATER)

Generalità

Le miscele acqua-carbone (Coal Water Slurry) possono essere definite come una miscela combustibile con circa il 65-75 % in peso di carbone, fluida, stabile e, nonostante la presenza di acqua, ad elevato contenuto energetico, poiché utilizza carboni con basso contenuto di materie minerali. La corretta distribuzione granulometrica del carbone polverizzato e l'aggiunta di una piccola quantità di additivi conferiscono alla miscela caratteristiche tali da poter essere manipolata, trasportata, stoccata e bruciata come un olio combustibile pesante.

Il Coal Water Slurry è sostanzialmente simile ad un combustibile liquido, di consistenza densa, sviluppato principalmente per sostituire l'olio combustibile nei sistemi per la produzione di energia.

Il prodotto è ottenuto con un costo relativamente basso in quanto al prezzo di mercato del carbone, reso franco impianto, occorre aggiungere il costo della macinazione ed eventualmente il costo di trattamento volto alla eliminazione di gran parte delle materie minerali presenti, prima di procedere alla formazione della sospensione omogenea in acqua.

Per questa applicazione, il carbone è macinato completamente ad umido. L'aggiunta di additivi esalta le doti di fluidità e stabilità della miscela, garantendo un prodotto perfettamente rispondente alle esigenze della movimentazione, del trasporto in condotta e dello stoccaggio prolungato.

Storia della preparazione delle miscele acqua-carbone

Il trasporto dei carboni, dalla miniera al punto di utilizzazione, è da sempre un'operazione costosa, in quanto essendo spesso i giacimenti situati in zone di difficile accesso, la costruzione di strade e ferrovie richiede lunghi tempi ed elevati investimenti. Questi fattori gravano pertanto di costi aggiuntivi i prodotti delle miniere, rendendole talvolta non sfruttabili.

Intorno al 1950, gli specialisti del settore iniziarono lo sviluppo di una nuova tecnologia che permettesse di trattare i solidi come se fossero dei fluidi, e poterli trasportare quindi mediante tubazioni. I vantaggi sono seguenti:

- Tempi di realizzazione relativamente brevi.
- Costi di investimento minori, rispetto a quelli richiesti per la costruzione di strade e ferrovie.
- Costi di trasporto del materiale sensibilmente ridotti.
- Nessun impatto ambientale, in quanto dopo la posa in opera delle tubazioni il terreno viene ripristinato.

Per tali motivi, nei paesi più industrializzati, vi sono state, e vi sono ancora oggi, continue ricerche per ottenere idonee miscele di acqua con carbone finemente macinato. Tali miscele indicate con la sigla CWS (Coal Water Slurry) o CWM (Coal Water Mixture) sono sostanzialmente di due tipi: miscele diluite e miscele dense.

Miscela diluite

Le miscele di questo tipo, caratterizzate da un rapporto acqua/carbone molto elevato, sono ormai una realtà industriale e sono state sviluppate per il trasporto del carbone a grande distanza mediante carבודotti, con un costo competitivo nei confronti di tutti gli altri sistemi di trasporto.

Miscela dense

Con miscele di questo tipo si tende a realizzare un prodotto che sia trasportabile ed utilizzabile direttamente negli impianti di combustione. In questo caso il peso d'acqua nella miscela viene mantenuto in limiti molto ristretti e oscillante tra il 25 e il 35 %.

E' evidente il grandissimo vantaggio, sia di natura tecnica che economica, che si ottiene eliminando i problemi relativi alla deacquificazione; da ciò deriva una enorme forza di penetrazione del prodotto che, preparato in appositi stabilimenti situati ai terminali di imbarco o di sbarco, o addirittura a bocca miniera, può essere pompato e trasportato alle utenze industriali, come un qualsiasi combustibile liquido, e da queste utilizzato (figura 7.2.1 e figura 7.2.2)

Figura 7.2.1-Sistemi di trasporto di carbone in condotta
SISTEMA TRASPORTO DI CARBONE VIA CONDOTTA

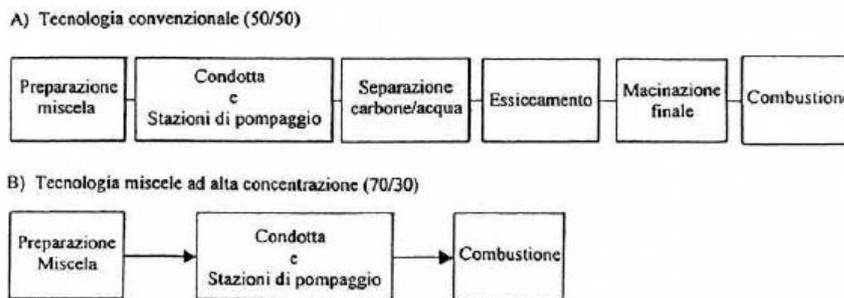
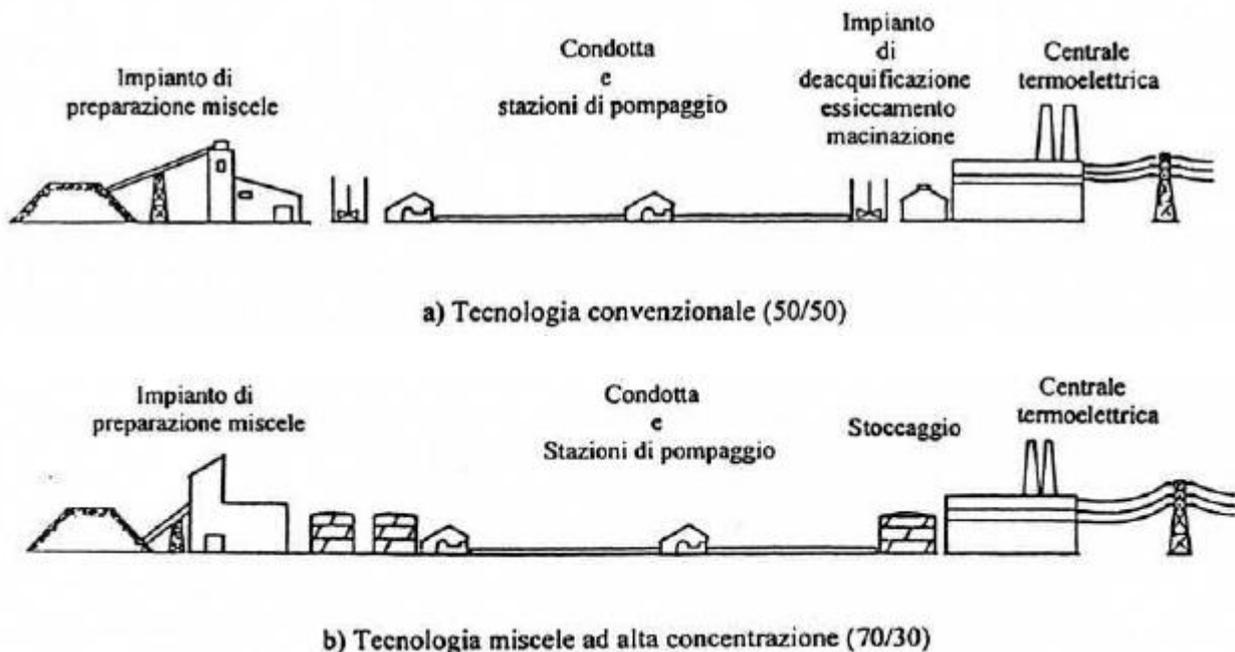


Figura 7.2.2- Sistemi di trasporto di carbone in condotta



I processi di produzione delle miscele vengono normalmente ottimizzati al fine di agire in modo bilanciato sulle seguenti caratteristiche principali:

- Concentrazione del carbone e granulometria, per soddisfare le esigenze della combustione.
- Stabilità statica e fluidità, per soddisfare le esigenze dello stoccaggio e del trasporto.

Le miscele vengono quindi ad assumere caratteristiche finali che le rendono praticamente simili agli oli combustibili, offrendo la possibilità di impiegare per lo stoccaggio, la manipolazione e il trasporto, gli stessi mezzi e tecniche largamente in uso per i prodotti petroliferi.

Tenendo comunque in considerazione che, la particolare natura delle miscele comporta modifiche o in ogni caso l'adozione di alcune apparecchiature particolarmente idonee a trattare sospensioni fini a elevato contenuto di solido (soprattutto pompe), ma non incide in misura sensibile sui criteri progettuali e operativi dei sistemi adottati per i prodotti petroliferi. Si può anzi aggiungere che la non infiammabilità delle miscele può portare a una semplificazione dei dispositivi di sicurezza. Le miscele acqua-carbone bruciano infatti solo in ambiente a elevata temperatura (400-500°C) e con l'impiego di appositi bruciatori.

In analogia con i prodotti petroliferi si possono quindi prevedere i seguenti mezzi:

- Serbatoi convenzionali chiusi, per lo stoccaggio.
- Fusti o cisterne, per il trasporto su strada o su ferrovia.
- Condotte, per il trasporto a grande distanza.

Per quanto riguarda le pompe, i tipi a pistoni o le rotative volumetriche possono essere ritenuti i più idonei per il servizio di ricircolazione o di trasferimento, nell'interno del parco serbatoi o alla unità utilizzatrice. Due esempi di questi tipi di pompe sono riportati, rispettivamente, in figura 7.2.3 e figura 7.2.4

Figura 7.2.3-Pompa a pistoni;

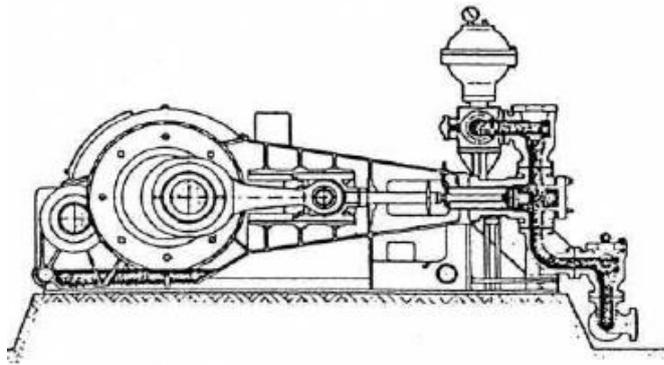
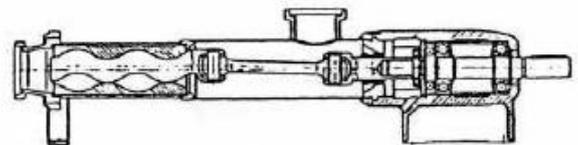


Figura 7.2.4-Pompa rotativa volumetrica



Per quanto riguarda lo stoccaggio, è richiesto normalmente un periodo di deposito di almeno 2 mesi senza che si verifichino significative stratificazioni. Ciò consente l'utilizzo di serbatoi cilindrici verticali simili a quelli utilizzati per gli oli.

Per le installazioni situate in zone in cui il clima è particolarmente freddo sarà necessario dotare i serbatoi di sistemi di riscaldamento e coibentazione, per mantenere il prodotto a temperature superiori a 0°C.

Nel caso in cui siano richiesti periodi di stoccaggio molto lunghi, potrà essere consigliabile una ricircolazione periodica della miscela, mediante l'impiego di pompe, oppure, nel caso di serbatoi di grandissima capacità, mediante l'impiego di agitatori. Periodi di agitazione di alcune ore, ripetuti a lunghi intervalli di tempo, saranno sufficienti per mantenere omogenea la miscela.

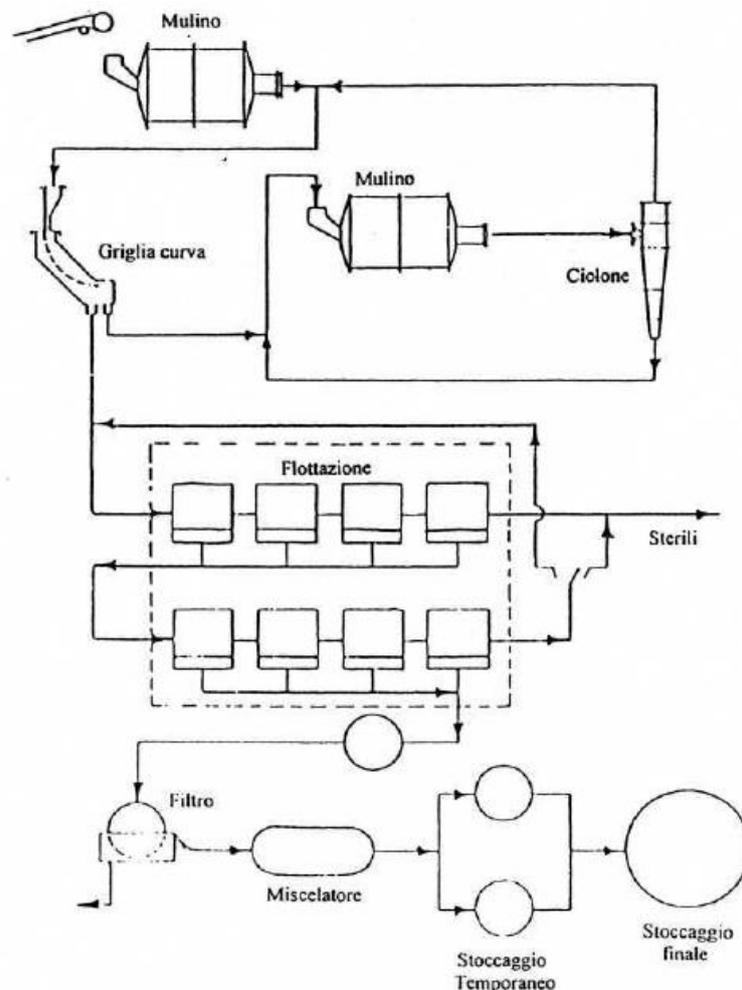
Sono stati realizzati, a partire dagli anni 80, anche in Europa molti impianti che producono le miscele CWM alle quali sono stati attribuiti, a seconda del processo, diverse denominazioni come: Fluidcarbon (Svezia), Reocarb (Snam Progetti-Italia), Carbogel (Svezia, Canada, USA). Un impianto per la produzione di CWM può essere schematizzato nel modo seguente:

Figura 7.2.5-Schema di un impianto di produzione di CWM



Nella figura 7.2.6 è riportato lo schema di trattamento per la produzione di CWM, utilizzato in Canada dalla Società Carbogel.

Figura 7.2.6-Schema di trattamento per la produzione di CWM (Canada Società Carbogel)

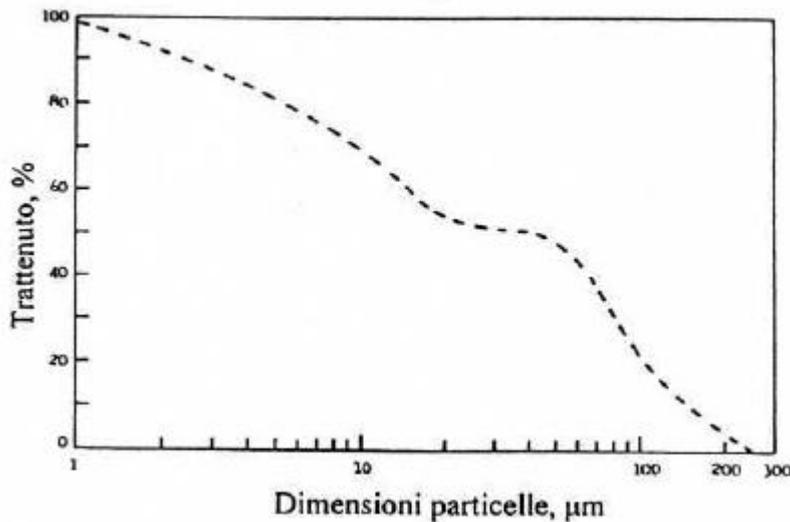


Gli elementi necessari per la formazione di una miscela CWM sono i seguenti:

1-*Granulometria appropriata del carbone* - Il carbone deve essere finemente macinato, ma la curva granulometrica non deve essere continua ma bimodale. E' infatti molto importante il dosaggio ottimale della granulometria del carbone, e in particolare delle frazioni "grosse" e di quelle "micronizzate".

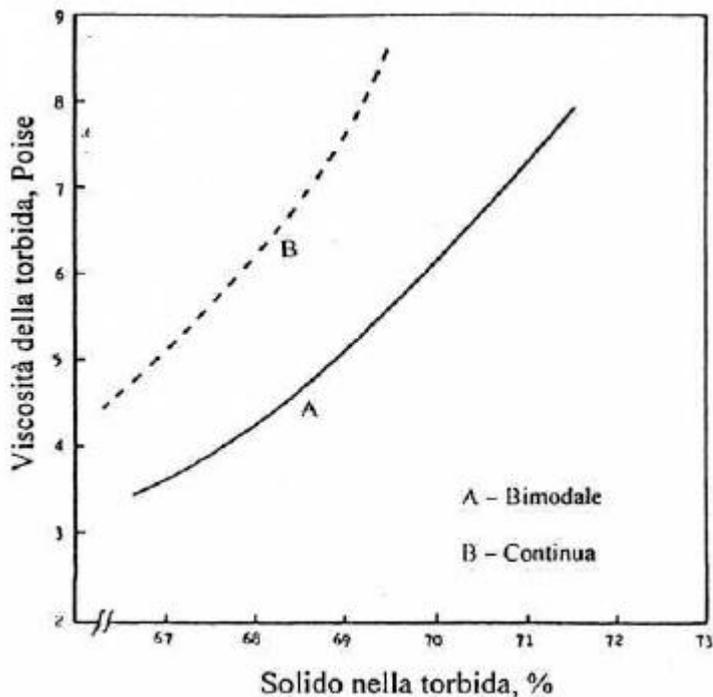
Bisogna infatti tenere presente che una elevata concentrazione di carbone micronizzato, se da un lato è vantaggiosa per l'ignizione, dall'altro può provocare agglomerati di particelle che determinano effetti negativi sulla efficienza della combustione.

Figura 7.2.7-Curva granulometrica di distribuzione bimodale



Si rivela quindi molto importante la forma della curva di distribuzione granulometrica: una curva di distribuzione bimodale, simile a quella riportata in figura 7.2.7, si è dimostrata sinora la migliore, in quanto permette di ridurre la viscosità della miscela (si veda a questo proposito il diagramma di figura 7.2.8) e ridurre il numero e la quantità di additivi fluidificanti e stabilizzanti.

Figura 7.2.8



2-*Impiego di additivi* - Per stabilizzare le miscele CWM e per migliorarne lo scorrimento vengono aggiunte delle sostanze che impediscono alle particelle di carbone di sedimentare. Ciascuna società produttrice di CWM possiede un proprio additivo.

3-*Ceneri e zolfo* - Il carbone utilizzato per produrre CWM deve possedere un basso contenuto di ceneri (6 % o meno) e un basso contenuto di zolfo (< 1 %).

4-*Viscosità* - La miscela deve possedere una viscosità relativamente bassa (300-1500 cP).

Come è già stato accennato, le miscele acqua-carbone presentano temperature di ignizione più elevate di quelle degli oli, sono chimicamente meno reattive e hanno una attitudine spiccata a mescolarsi nel mezzo comburente. Pertanto, al fine di ottenere nella combustione del CWM prestazioni prossime a quelle ottenibili con oli, è necessario compensare le loro caratteristiche negative con adeguate correzioni dei parametri di processo e con opportune modifiche del sistema di combustione e del bruciatore, pur rimanendo questi ultimi del tutto simili, sotto il profilo funzionale, a quelli usati con gli idrocarburi.

In relazione alla più elevata temperatura di ignizione e alla minore reattività delle miscele CWM dovranno essere assicurati i seguenti elementi:

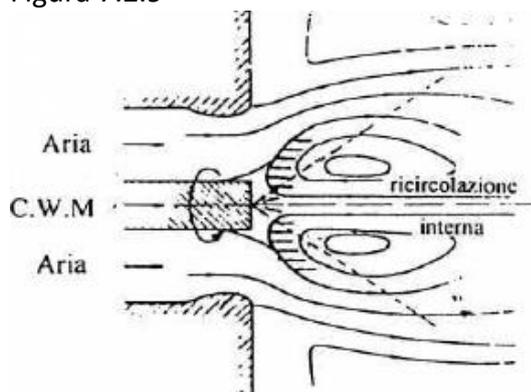
- Una ricircolazione della fiamma più forte.
- Una atomizzazione adeguata.
- Un maggiore contenuto di ossigeno nel mezzo comburente.
- Una elevata temperatura dell'aria comburente.

Ciò può essere ottenuto intervenendo sulle parti seguenti:

- Il registro del bruciatore, per il controllo dell'aerodinamica della fiamma.
- La testina e il sistema di atomizzazione.
- Il sistema di preriscaldamento dell'aria comburente e degli eventuali combustibili di sostegno.

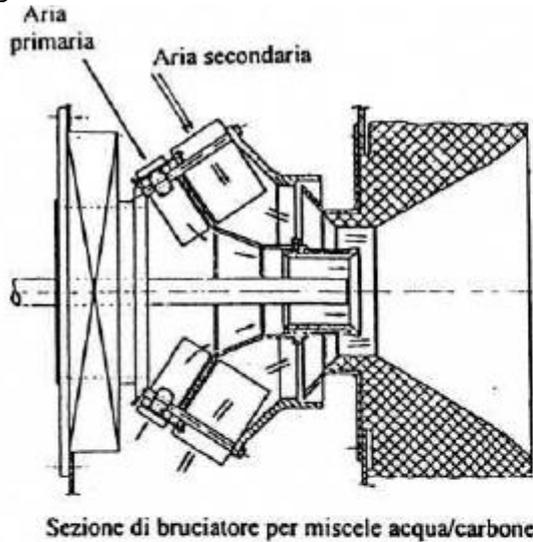
Per quanto riguarda l'aerodinamica della fiamma, vi è da dire che l'intensità e la ricircolazione interna della fiamma possono essere esaltate imprimendo all'aria comburente un moto di rotazione intorno all'asse del bruciatore, predisponendo, nel canale di adduzione dell'aria comburente, alcune palette deflettrici opportunamente orientate. Tanto più elevato è il rapporto tra la componente tangenziale e la componente assiale della velocità della fiamma (numero di swirl) tanto maggiore risulta la corrente di ricircolazione interna (figura 7.2.9).

Figura 7.2.9

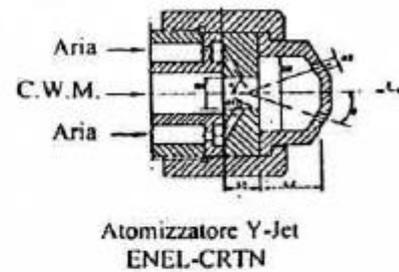


La disgregazione della miscela acqua-carbone in gocce di piccolissime dimensioni si ottiene iniettando aria compressa o vapore d'acqua nei canali di adduzione del combustibile, ricavati nel corpo dell'atomizzatore. La miscela fluida atomizzata che così si forma passa attraverso gli ugelli della testina terminale dell'atomizzatore dove la polverizzazione del combustibile, in una nube di goccioline fittissime, si completa. Nella figura 7.2.10 sono riportate le sezioni di alcuni tipi di testine atomizzatrici.

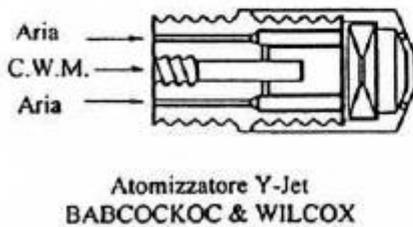
Figura 7.2.10



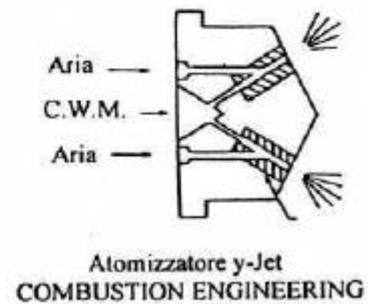
A



B



C



D

L'importanza di una buona atomizzazione della miscela è dovuto al fatto che nel processo di riscaldamento e di essiccamento di una goccia di miscela esposta al calore della fiamma, le particelle di carbone in essa contenute tendono a formare un unico conglomerato di dimensioni prossime a quelle della goccia originaria. Il conglomerato brucerà tanto più agevolmente quanto più piccole sono le sue dimensioni e quindi quanto più fine è stata l'atomizzazione.

A causa di questo processo di agglomerazione, non si ottiene alcun vantaggio pratico da una granulometria ultrafine del carbone contenuto nella miscela, se non si riesce a migliorare l'atomizzazione in maniera equivalente. Valori usuali del diametro medio delle goccioline atomizzate si aggirano intorno a 70-80 μm . Il valore limite del diametro della goccia non dovrebbe superare i 300 μm .

Il fluido di atomizzazione generalmente adottato è l'aria, tuttavia vi sono indicazioni che anche il vapore può essere utilizzato allo scopo.

La temperatura di preriscaldamento dell'aria comburente è normalmente di circa 150-250°C; l'eccesso di aria, normalmente utilizzato, si aggira intorno al 20 %.

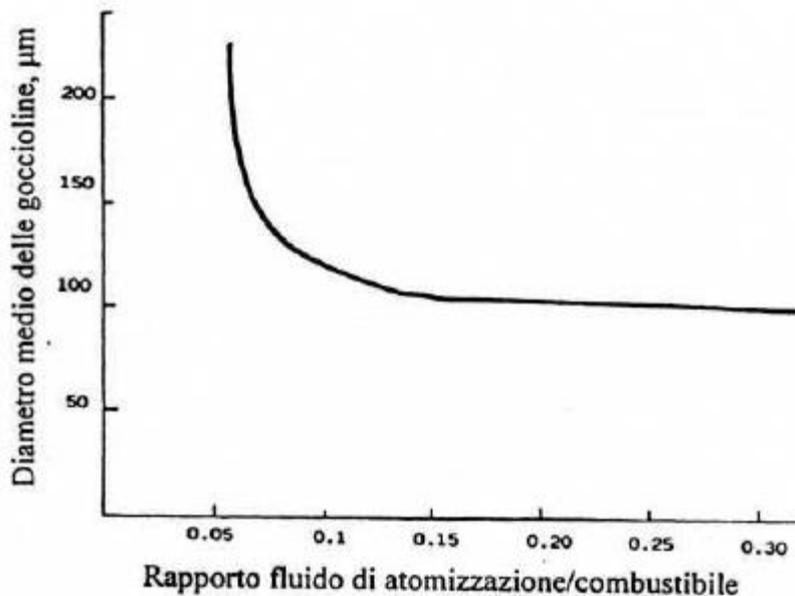
La qualità dell'atomizzazione aumenta al crescere del rapporto ponderale tra il fluido di atomizzazione e il combustibile fino a valori pari a 0,17-0,18, per rimanere poi costante per valori superiori (figura 7.2.11).

La pressione del fluido di atomizzazione può arrivare sino a 15 kg/cm^2 (1470 kPa).

Poiché le miscele CWM esercitano una azione fortemente erosiva sul corpo dell'atomizzatore, tale da alterarne le caratteristiche geometriche dopo poche ore di esercizio, si ha un rapido e progressivo deterioramento della qualità di atomizzazione.

Al fine di contenere gli effetti dell'erosione, le parti dell'atomizzatore soggette a maggiore usura vengono corazzate con inserti di materiali ceramici particolarmente duri e resistenti. Uno dei metalli più usati è il carburo di tungsteno che consente una durata di esercizio dell'ordine di 800-1000 ore.

Figura 7.2.11

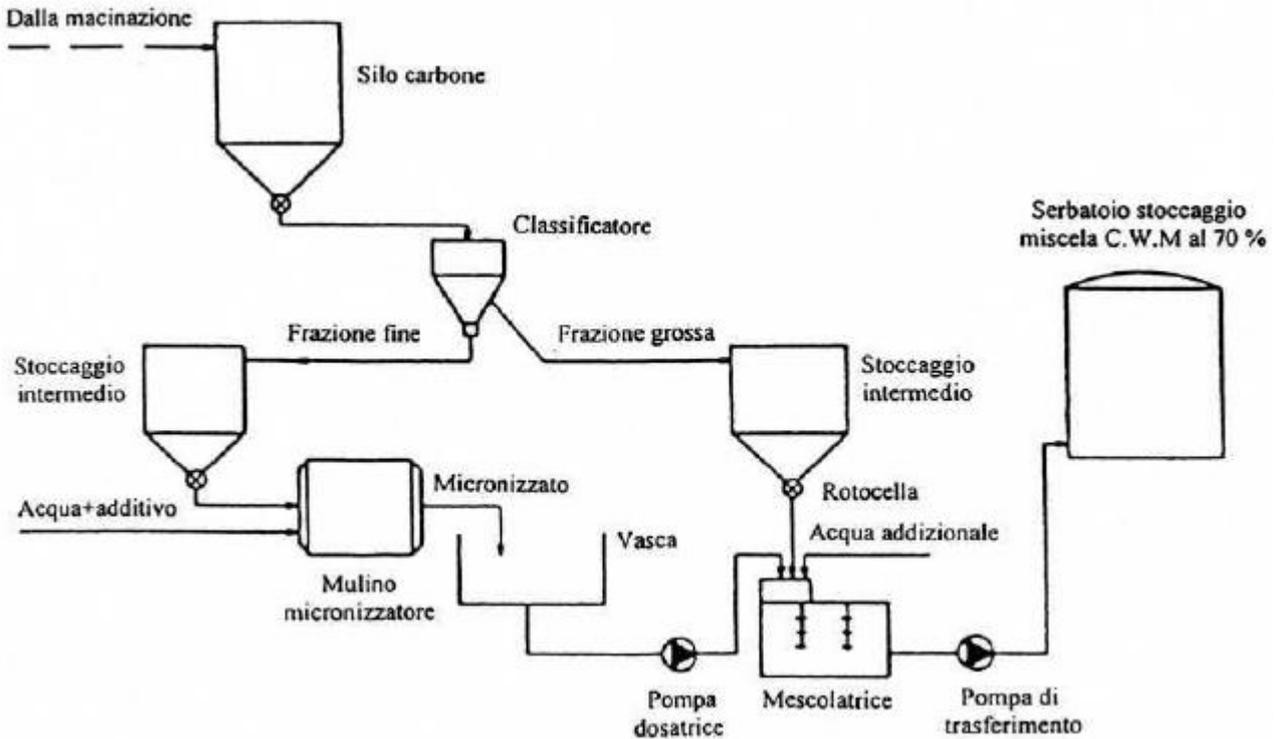


Non vi sono invece differenze funzionali di qualche rilevanza tra il circuito di adduzione degli oli e quello delle miscele acqua-carbone. Queste riguardano principalmente la componentistica associata: valvole, filtri, etc..

Le pompe maggiormente utilizzate sono del tipo volumetrico o pompe a spirale. La regolazione della portata del combustibile viene fatta agendo sul numero di giri della pompa. Non sono praticabili infatti, date le caratteristiche erosive della miscela, i sistemi basati sulle valvole di strozzamento e circuiti di ritorno, comunemente usati per gli oli.

Già nel marzo del 1985 venne messo in funzione, a Livorno, un impianto per la produzione di Reocarb, della Società Laviosa. La produzione annua stimata era 100.000 tonnellate di miscela al 70-72 % di carbone. Lo schema adottato è riportato in figura 7.2.12

Figura 7.2.12-Impianto per la produzione di Reocarb della società Laviosa



Le caratteristiche della miscela Reocarb prodotta nell'impianto erano le seguenti:

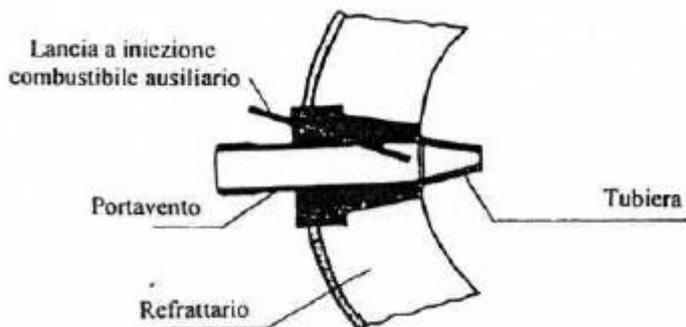
Concentrazione di solido	70-72 %
Viscosità	500-600 cP
Stabilità	> 2 mesi
Potere calorifico	21-23 MJ/kg (5000-5500 kcal/kg)
Infiammabilità	500°C
Efficienza di combustione	> 98 %

Vi era la convinzione che la presenza del 25-30 % di acqua nella miscela riducesse il potere calorifico di queste. In effetti ciò avviene, ma gli studi effettuati dalla Società Carbogel, evidenziarono che solamente il 4 % del potere calorifico viene perduto per vaporizzazione dell'acqua.

La miscela CWM può essere utilizzata per alimentare sia gli impianti di produzione di energia elettrica, riconvertendo le centrali che attualmente bruciano carbone, sia gli impianti di essiccazione nelle cementerie e sia, come combustibile ausiliario, negli altiforni.

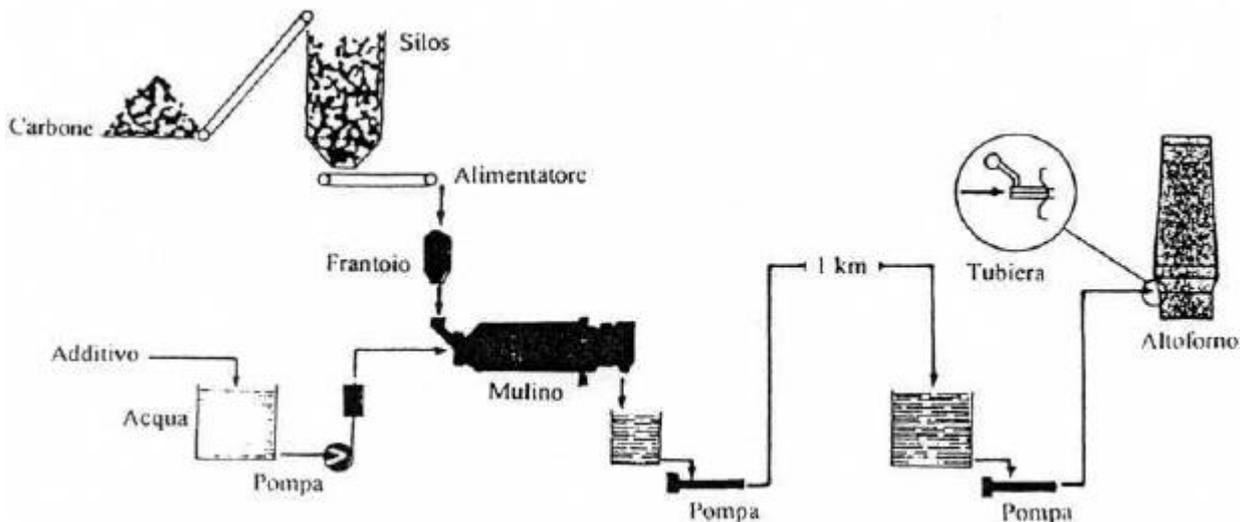
Nell'esercizio industriale degli altiforni l'impiego del combustibile ausiliario iniettato nelle tubiere è indispensabile per le marce ad elevata produttività, in quanto consente un incremento di produttività fino al 20 % rispetto all'utilizzo esclusivo del coke (figura 7.2.13).

Figura 7.2.13



Sempre nello stesso periodo è stato progettato dall'Italsider di Taranto un impianto per la produzione di 100.000 t/a di CWM, con il 70 % di carbone, da iniettare in un altoforno (figura 7.2.14).

Figura 7.2.14



Dapprima, in questo impianto, veniva usato come combustibile ausiliario olio pesante; esso venne poi parzialmente sostituito dalla miscela catrame-nafta, dato che il catrame veniva ottenuto come sottoprodotto delle cokerie.

Poiché la richiesta di combustibile ausiliario aumentò rispetto alla disponibilità di catrame prodotto nello stabilimento si pensò di utilizzare come combustibile ausiliario una miscela CWM a elevato contenuto di carbone.

Gli studi effettuati dall'Italsider stabilirono che: per una temperatura del vento di 1250°C, un contenuto di ossigeno del 21 % e una umidità del 15 % fosse necessaria una quantità di 63 kg di CWM per tonnellata di ghisa. Venne quindi stabilito che l'impianto di produzione del CWM dovesse fornire 15 t/h di miscela acqua-carbone.

Per l'iniezione del CWM vennero utilizzate delle lance con testina atomizzatrice e terminanti con un ugello particolare tale da garantire una buona atomizzazione della miscela. Le caratteristiche del prodotto CWM erano le seguenti:

Composizione: Solido 70 %
Acqua 30 %

Granulometria: + 250 μm
-250 + 177 μm
-177 + 74 μm
- 74 μm

Viscosità apparente: 500 c.p

Additivo: 0,5-1,0 %

Stato dell'arte nella preparazione delle miscele acqua-carbone

Allo stato attuale, utilizzando i più comuni tipi di carbone, è possibile costituire miscele con concentrazioni di solido comprese tra il 65-75% in peso e viscosità modulabile in un ampio intervallo, realizzando un combustibile pronto all'uso.

La geometria del bruciatore, adattata opportunamente al tipo di applicazione prescelta, tiene conto delle caratteristiche del carbone di partenza. L'atomizzazione viene effettuata utilizzando ugelli appositamente studiati per fluidi viscosi.

Le prove eseguite in impianti pilota hanno consentito l'individuazione e l'ottimizzazione di diversi sistemi di combustione che forniscono rese elevate.

Le tecnologie sviluppate sino ad oggi garantiscono un sicuro impiego di queste miscele come sostituti diretti dei combustibili derivati dal petrolio per analoghi impieghi.

Per quanto riguarda il trasporto, il CWS viene agevolmente manipolato e trasportato come l'olio combustibile in fusti, cisterne o per mezzo di pipeline. Infatti è una sospensione omogenea, non sedimentante, che rende possibile e conveniente il trasporto a lunga distanza per condotta anche in regime laminare, persino a basse temperature. L'arresto della linea, se necessario, può essere mantenuto anche per parecchie settimane senza problemi di riavviamento. Lo stoccaggio utilizza serbatoi convenzionali con eventuale lenta agitazione meccanica. Come nuovo modo di trasportare il carbone, questa tecnica presenta innegabili vantaggi ambientali.

Per quanto riguarda gli aspetti economici, una delle principali voci del costo di preparazione delle miscele è rappresentata dalla necessità di impiego di additivi chimici. Con l'obiettivo di ridurre tale incidenza e di migliorare la competitività si è cercato di sviluppare additivi in grado di agire simultaneamente su fluidità e stabilità, caratterizzati da:

- basso costo
- piccola quantità richiesta (dosaggio non superiore allo 0,5 % in peso della miscela)
- materie prime facilmente reperibili
- stabilità chimica per lunghi periodi
- trascurabile effetto sulle ceneri.

Il carbone generalmente utilizzato nelle centrali termoelettriche è di tipo bituminoso con tenore di ceneri compreso tra il 10-15 % e contenuto di materie volatili tra il 20-40 %.

Per un CWS con contenuto di carbone pari a circa il 70 %, da utilizzare su caldaie progettate solo per olio combustibile, non sono tollerabili contenuti di ceneri superiori al 6-7 %. Inoltre anche per la scelta del carbone di origine, vanno attentamente valutate le caratteristiche fisico-chimiche delle ceneri, che devono avere temperature di rammollimento superiori ai 1300-1400°C e contenuto di silice più basso possibile.

Le ricerche recenti sono sfociate in diversi brevetti riguardanti soprattutto gli aspetti chimici che influenzano il processo dal punto di vista della stabilità e della viscosità delle miscele, in relazione alle caratteristiche dei carboni utilizzati.

Normalmente, per essere agevolmente pompabile la sospensione dovrebbe contenere almeno il 55-60% di acqua, valore che sarebbe troppo alto anche ai fini della gassificazione, in quanto abbasserebbe troppo l'efficienza termica dell'operazione.

Al diminuire della proporzione di carbone, si consegue una viscosità sufficientemente bassa ai fini dell'iniettabilità nel reattore, ma si rende più problematico il trasporto e si penalizza eccessivamente l'economicità del processo. Pertanto è indispensabile fare ricorso all'azione di opportuni additivi che aiutino a controllare le caratteristiche reologiche della miscela, mantenendo su livelli accettabili l'efficienza energetica.

Lo scopo degli additivi è quello di conferire alla miscela il comportamento di un fluido di Bingham nel quale si verifica una riduzione di viscosità agli alti valori del gradiente di velocità tangenziale.

La quantità di acqua necessaria per rendere economicamente pompabile la miscela dipende inoltre dalle caratteristiche del carbone.

L'aumento della viscosità della sospensione, con la conseguente riduzione della pompabilità, è riconducibile a un processo di agglomerazione delle particelle di carbone in acqua, favorito dall'aumento della densità della torbida.

La maggiore finezza di macinazione migliora la stabilità della sospensione, a spese tuttavia dell'economicità dell'intero processo, determinata dal forte aumento del costo della macinazione. In questa situazione, se un agente disperdente viene aggiunto alla miscela, questo si adsorbirà sulla superficie delle particelle di carbone ostacolando l'agglomerazione e assicurando una buona dispersione.

Tra i diversi additivi proposti dalla letteratura tecnica ai fini del controllo della viscosità e della stabilità del CWS possono citarsi:

- la classe dei ligninsulfonati derivati dal legno
- l'acido alchil sulfonico a base di mononaftalene e suoi sali di ammonio e sodio
- gli agenti attivi anionici aventi formula generale $[R-O-(--CH_2CH_2O--)_mSO_3]_nM$ dove R designa un gruppo alchilico o alchenilico con un numero di atomi di carbonio >6 e M è un catione avente valenza da 1 a 3
- il prodotto di sulfonazione di composti policiclici aromatici che possono avere un gruppo idrocarbonico come sostituente e sali da esso derivati e condensati a formaldeide
- le ligniti solfoalchilate e relativi composti
- gli additivi inorganici quali bentonite (stabilizzante) e metafosfato di sodio (fluidificante)
- i saponi di acidi grassi con metalli alcalini
- gli additivi alcossilati inclusi prodotti azotati
- i polimeri derivati da etilen-diammina (peso molecolare >14.000)
- il poliossietilene-oleammide
- il prodotto di reazione tra un acido organico policarbossilico (16-60 atomi C con 2-4 gruppi carbossilici) e una polieter-diammina

La produzione di un CWS stabile e a viscosità relativamente bassa può essere ottenuta anche attraverso l'attento controllo della concentrazione di sali inorganici solubili. Il processo comporta le seguenti fasi:

- determinazione del contenuto di ioni
- interventi per il controllo delle concentrazioni e rimozione o correzione degli ioni in eccesso fino a portare la durezza totale della soluzione a valori compresi tra 200 ppm e 600 ppm nell'ipotesi di una miscela con 60-75 % di solido

Le proprietà generali del CWS

Le caratteristiche chimiche e fisiche della miscela influenzano il suo comportamento durante la movimentazione e la combustione.

Queste caratteristiche sono:

- il potere calorifico del carbone
- il pH della soluzione acquosa
- la distribuzione granulometrica del solido in sospensione
- la densità della miscela
- la stabilità all'agglomerazione
- la stabilità alla sedimentazione

- le proprietà reologiche della miscela.
- Le proprietà di un CWS di buona qualità sono quelle riassunte nella tabella 7.4.1.

Tabella 7.4.1-Caratteristiche medie di un CWS

CARATTERISTICHE	VALORI
Contenuto di carbone [%]	68-70
Potere calorifico superiore [kcal/kg]	5000-5200
Potere calorifico inferiore [kcal/kg]	4600-4800
Consistenza apparente [mPas]	1000
Densità	1,25
Contenuto in peso di ceneri [%]	6
Tenore di zolfo [%]	0,2
Massa <74 µm [%]	80-85

Per quanto concerne la granulometria, l’esperienza acquisita nella preparazione e utilizzazione del CWS suggerisce di attenersi alle indicazioni riportate nella tabella 7.4.2.

Tabella 7.4.2-Caratteristiche granulometriche medie di un CWS

PARAMETRI GRANULOMETRICI	VALORI
Dimensione massima delle particelle [µm]	150-500
Dimensione media delle particelle [µm]	10-20
Massa < 74 µm [%]	>80
Proporzione di finissimi (alcuni µm)	Circa 10 %

La densità della sospensione acqua-carbone è funzione della massa volumica del carbone e della sua concentrazione volumetrica o, in alternativa, della sua percentuale in peso. Facendo riferimento alla percentuale volumetrica di carbone, può essere calcolata, con la formula:

dove D è la densità della sospensione e d_s la massa volumica del carbone.

$$D = \frac{\% \text{ vol} \cdot d_s}{100}$$

La percentuale in peso di solido necessaria per ottenere una sospensione di densità D può essere calcolata con la formula:

$$\% \text{ peso} = \frac{D \cdot 100}{d_s}$$

La percentuale di carbone in un CWS, oltre la quale la sospensione diventa non pompabile, dipende dalla densità di “packing” ossia la densità apparente che assume il carbone secco, macinato ad una certa granulometria, dopo compattazione in assenza di compressione (tap-density). Il test viene eseguito mediante una apposita apparecchiatura da laboratorio.

La tipica correlazione lineare tra la proporzione di carbone della miscela e la densità apparente del solido secco compattato è riportata in figura 7.4.1.

Naturalmente la tap density dipende dalla finezza di macinazione rappresentata dalla mediana della distribuzione come mostrato nella figura 7.4.2 ma è influenzata anche dalla dispersione della granulometria.

Figura 7.4.3-Densità del CWS espressa in termini di carica solida in funzione della densità di compattazione del solido secco (tap-density)

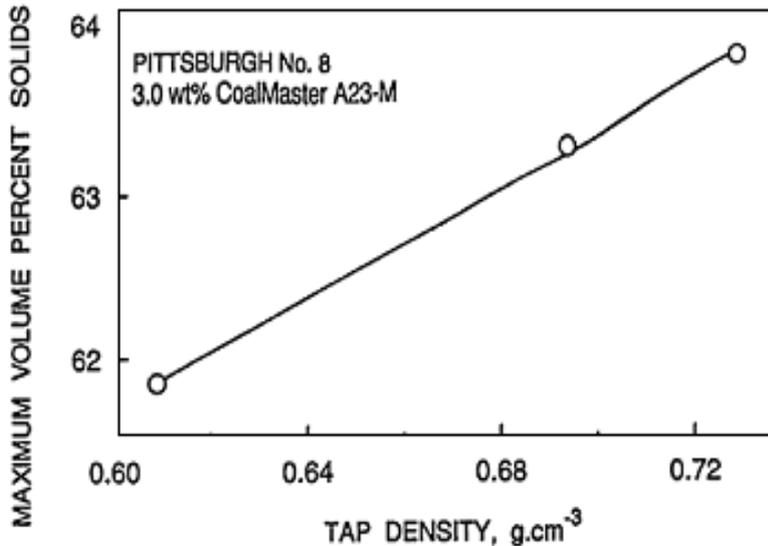
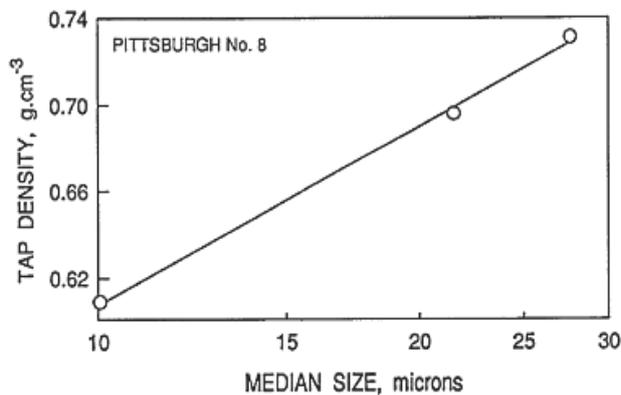


Figura 7.4.4-Dipendenza della densità di compattazione del solido secco in funzione del grado di finezza.



La viscosità, o più correttamente, nel caso delle sospensioni, la consistenza, oltre che dalla concentrazione volumetrica di solido, e quindi dalla densità della sospensione, dipende, per una data densità, anche dalla granulometria e dalla forma dei grani di carbone e dalla quantità e natura dei solidi contaminanti.

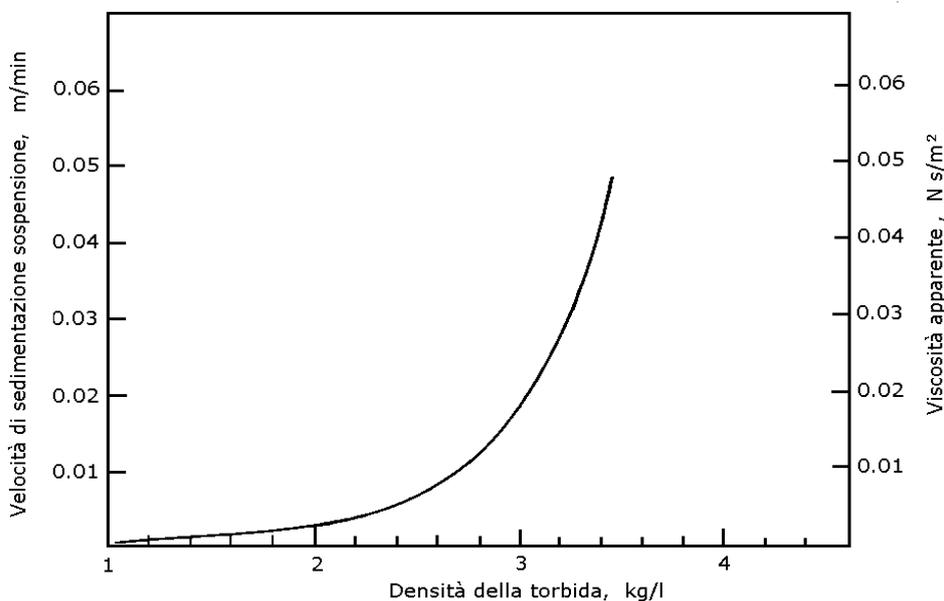
Per misurare la viscosità di una sospensione possono essere utilizzati due tipologie di apparecchi. Un primo apparecchio, messo a punto dagli americani De Vaney e Shelton e denominato "consistometro", misura il tempo che un quantitativo noto di sospensione impiega a fluire attraverso un orifizio calibrato. La consistenza, o viscosità apparente, è misurata dal rapporto fra questo tempo e quello relativo al tempo di deflusso di uno stesso volume di acqua.

Il secondo apparecchio, messo a punto presso le miniere di stato olandesi, è costituito da una bilancia, un'estremità della quale oscilla nella sospensione. La viscosità è misurata in relazione al tempo necessario per ammortizzare il movimento del pendolo.

Esistono poi metodi di determinazione strumentale più accurati che utilizzano i viscosimetri rotativi.

La curva seguente esprime l'andamento della viscosità di un mezzo denso, utilizzato per la separazione gravimetrica di minerali (sospensione di ferrosilicio in acqua), in funzione della percentuale volumetrica di solido fondamentale, in funzione quindi della densità della sospensione.

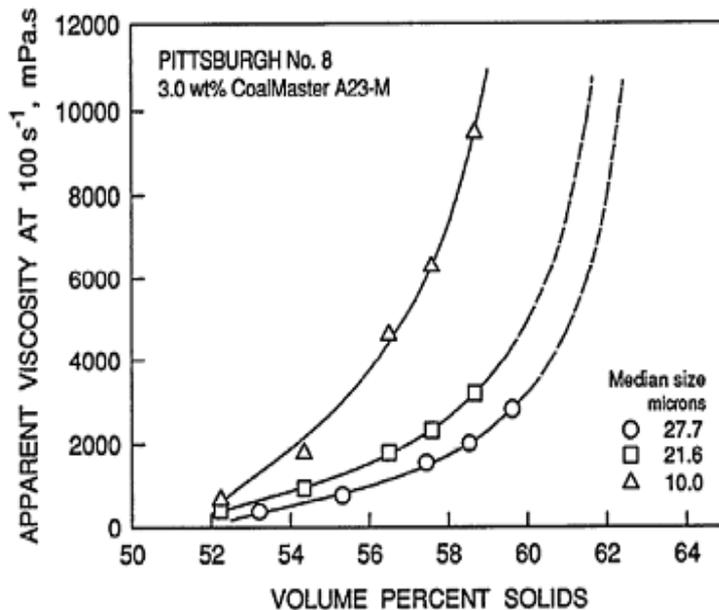
Figura 7.4.5-Viscosità apparente in funzione della densità di una sospensione di ferrosilicio macinato con grani a spigoli vivi (angolare).



La curva può spostarsi lateralmente in funzione della granulometria e della forma dei grani, ma conserva sempre l'andamento caratteristico. Si può osservare che sino ad una certa densità (o percentuale volumetrica) la curva è praticamente rettilinea e cresce lentamente sino a 0,01-0,015 N.s.m⁻². Aumenta poi rapidamente raggiungendo valori di viscosità apparente molto elevati per valori della percentuale volumetrica compresi fra il 40% ed il 50%. La concentrazione volumetrica a partire dalla quale la viscosità apparente cresce rapidamente prende il nome di concentrazione critica.

Un andamento simile si registra anche nel caso del CWS come mostrano le curve della figura seguente che si riferiscono ad un carbone americano di alto rango.

Figura 7.4.6-Viscosità apparente di CWS preparati con carbone finemente macinato a diverse dimensioni (esprese dal valore della mediana della distribuzione granulometrica) in funzione della densità (in termini di rapporto ponderale percentuale di solido in acqua).



Per quanto concerne l'influenza nella miscela della dimensione delle particelle del solido, ha un maggior peso la dimensione media dei grani rispetto al limite superiore della distribuzione granulometrica. Quanto più grande è la dimensione media dei grani tanto maggiore sarà la densità che si può avere con una viscosità ancora accettabile.

Inoltre, una sospensione formata da grani caratterizzati da un distribuzione granulometrica stretta consente di ottenere una densità maggiore rispetto ad una sospensione avente la stessa dimensione media dei grani ma con una distribuzione granulometrica più larga, a parità di viscosità della sospensione.

Anche la forma dei grani influenza la viscosità della sospensione. I grani che possiedono una forma spigolosa, generano una maggiore viscosità della sospensione rispetto ai grani di forma arrotondata, a parità di concentrazione di solido.

La viscosità delle sospensioni è anche influenzata dalla presenza di fini granulometriche.

La stabilità, ossia la proprietà che possiede una sospensione di mantenere spazialmente omogenea, nel tempo, la sua densità è un'altra caratteristica fondamentale del CWS. Se l'omogeneità di una sospensione si mantiene facilmente nel tempo senza il ricorso all'agitazione o all'uso di correnti importanti, la sospensione è stabile ed ha molta analogia con un liquido.

La stabilità di una sospensione è normalmente valutata misurando la sua velocità di sedimentazione, e cioè la velocità di discesa del menisco che separa il liquido chiarificato dal resto della sospensione posta all'interno di un contenitore graduato, cilindrico e trasparente. La stabilità si definisce come l'inverso di questa velocità di sedimentazione.

In una sospensione molto stabile la velocità di sedimentazione sarà notevolmente bassa e questo comporta che qualora debba essere addensata, il processo richiederà un tempo elevato (conseguente necessità di utilizzo di apparecchi addensatori di grande volume).

Riassumendo, sulla stabilità di una sospensione hanno influenza vari fattori:

- la differenza fra la densità del solido rispetto a quella del liquido, quanto maggiore è questa differenza tanto più grande, a parità di altri fattori, sarà la velocità di sedimentazione

- l'abbondanza volumetrica del solido in sospensione, la velocità di sedimentazione diminuisce al crescere dell'abbondanza volumetrica
- la granulometria del solido disperso, le sospensioni saranno più stabili per granulometrie del solido minori
- la forma delle particelle, le particelle più spigolose danno luogo ad una maggiore stabilità
- le proprietà chimico-fisiche della superficie delle particelle e la loro interazione con l'acqua.

I rapporti fra stabilità e viscosità sono molto complessi. La viscosità dipende da fattori quali la proporzione volumetrica, la granulometria e la forma dei grani del solido, mentre la stabilità dipende oltre che dai precedenti fattori, anche dalla densità del solido nonché da particolari fenomeni chimico-fisici legati alle proprietà superficiali dei grani.

Quanto più una sospensione è viscosa tanto più essa è stabile; ad una viscosità infinita corrisponde cioè una stabilità completa. Tuttavia la correlazione inversa non è sempre verificata poiché una sospensione di grani molto fini avente bassa viscosità (sospensione colloidale) può essere perfettamente stabile. Inoltre, l'aggiunta di piccole proporzioni di una sostanza stabilizzante argillosa (caolinite o bentonite) può conferire ad una sospensione grande stabilità senza effetto rilevante sulla viscosità.

Preparazione e comportamento di un CWS

La preparazione del CWS prevede la miscelazione di acqua, carbone ed uno o più additivi atti a controllare il comportamento reologico della miscela. Gli stessi componenti della miscela a loro volta devono essere stati preventivamente scelti o preparati in base a determinate caratteristiche che sono loro richieste affinché il comportamento del CWS sia ottimale.

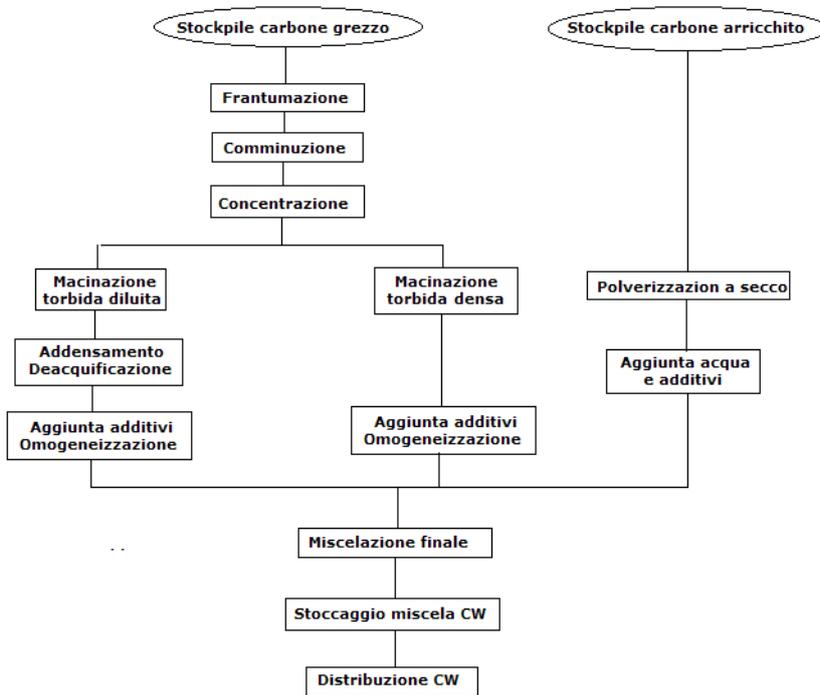
Pertanto, innanzitutto il tout venant deve essere arricchito, questo processo da luogo all'aumento del contenuto termico del carbone per unità di massa.

Un'importante fase, nella preparazione del CWS è rappresentata dalla macinazione del carbone a dimensioni molto fini.

Poiché le tecniche più diffuse di lavaggio sono eseguite a umido, in presenza di grandi quantità di acqua, il carbone deve essere addensato per eliminare l'acqua in eccesso prima di inviarlo alla fase di preparazione del CWS.

Un possibile schema per la preparazione delle miscele acqua-carbone è riportato nelle figura seguente:

Figura 7.7.1-Possibili schemi alternativi per la preparazione di miscele acqua-carbone



L'ottenimento di una sospensione stabile può essere conseguito rimacinando una parte del carbone di dimensioni intermedie; il prodotto ottenuto sarà caratterizzato da percentuali di materiale fine e grossolano (solido con granulometria bimodale) che renderanno stabile la miscela. L'efficiente combustione del carbone contenuto nella miscela dipende dalla sua granulometria. Sono generalmente accettate granulometrie al disotto dei 200 µm.

Poiché la viscosità è la caratteristica più importante che deve essere controllata per avere una buona efficienza durante la combustione e per avere un ragionevole consumo di energia durante il trasporto in condotta, la concentrazione e la stabilità devono assumere valori di compromesso con quelli di una corretta viscosità.

I valori di viscosità maggiormente assunti sono dell'ordine di 600-800 mPas, questi possono essere ottenuti con una percentuale di carbone approssimativamente pari al 70%, con la conservazione di una stabilità ottimale per 50-60 giorni senza dover fare ricorso ad agitazione della sospensione nel serbatoio di immagazzinamento.

E' interessante esaminare l'influenza degli additivi nelle varie operazioni di preparazione, trasporto e combustione della miscela.

L'impiego degli additivi è finalizzato:

- al mantenimento di buone caratteristiche di fluidità che rendono la miscela pompabile e iniettabile in caldaia attraverso ugelli
- alla stabilizzazione della sospensione nel tempo, impedendo fenomeni di sedimentazione.

Inoltre gli additivi devono avere le seguenti caratteristiche:

- facilità di manipolazione e conservazione
- sicurezza nell'utilizzo e nell'eventuale smaltimento, per la salute dell'uomo e per la salvaguardia dell'ambiente
- economicità

I precedenti aspetti devono essere tutti considerati nella fase di scelta degli additivi poiché l'assenza di uno dei requisiti o il mancato raggiungimento di uno degli obiettivi diminuirebbe gli altri vantaggi vanificandone la convenienza.

8.3 Trasporto e stoccaggio del CWS

Il trasporto via condotta delle miscele acqua-carbone ad alta concentrazione si compone delle seguenti fasi:

- Preparazione delle miscele.
- Pompaggio in condotta.

I miglioramenti che possono essere apportati si possono così riassumere:

- utilizzo di una minore quantità d'acqua come fluido vettore
- pompaggio di miscele con proporzione acqua-carbone già idonea per l'utilizzazione finale.

Per lo stoccaggio si possono prevedere serbatoi convenzionali chiusi, analoghi a quelli utilizzati per i prodotti petroliferi.

Per quanto riguarda i sistemi di trasporto, le tipologie e i campi di applicazione vanno scelti ed analizzati in funzione delle distanze e delle portate.

Si riportano di seguito le principali tipologie di trasporto:

- Trasporto in fusti o cisterne, per via stradale o ferroviaria, indicato per il trasferimento di portate limitate. Per questo sistema di trasporto, la stabilità della miscela è la caratteristica di maggiore rilevanza, in previsione di lunghi tempi di permanenza nelle cisterne, dei tempi richiesti per le operazioni di carico, trasporto e sosta presso l'utenza finale. Per le operazioni di carico, scarico e travaso, le pompe rotative rappresentano la soluzione più idonea. Questo tipo di trasporto è quello più comunemente utilizzato per il trasferimento dei CWS.
- Trasporto via condotta, per il trasferimento di grandi portate e a lunga distanza da un grande impianto di produzione ad un'unità o centro di grande consumo. Questa tecnologia, per essere conveniente, impone l'accurato bilanciamento delle caratteristiche principali delle miscele, che devono essere costituite da elevate concentrazioni di carbone, essere stabili in assenza di moto e contemporaneamente avere buona fluidità per un agevole scorrimento nella fase di trasporto. Con queste caratteristiche il trasporto del CWS via condotta tende praticamente ad identificarsi con quello degli oli combustibili pesanti e rappresenta un sensibile progresso rispetto alla tecnologia del trasporto del carbone in sospensione acquosa diluita.
- Trasporto mediante navi cisterna o bettoline, per via marittima o fluviale, ancora per il trasporto di grandi portate a lunga distanza.

Deve essere inoltre ricordato che nel caso del CSW, la possibilità di operare con un prodotto di consistenza liquida, immagazzinabile in serbatoi, offre sensibili vantaggi operativi ed ecologici rispetto all'impiego di carbone in pezzatura o allo stato di polverino secco, evitando lo stoccaggio in carbonili evitando l'inquinamento da polveri e scongiurando i rischi di autocombustione.

Per le miscele, che possiedono una buona stabilità statica, possono prevedersi periodi di stoccaggio, senza agitazione, anche di alcuni mesi, senza che si evidenzino stratificazioni significative.

Qualora si debba operare in situazioni climatiche particolarmente fredde, sarà necessario corredare i serbatoi di sistemi di riscaldamento e coibentazione in modo da mantenere le sospensioni a temperature superiori a 0°C.

Nel caso di tempi di stoccaggio particolarmente lunghi, è consigliabile una ricircolazione periodica della miscela mediante pompe o agitatori laterali. Poche ore di agitazione, intervallate da lunghi periodi di inattività, saranno sufficienti per mantenere omogenea la miscela.

L'introduzione del CWS in centrali termiche, siano esse in esercizio o di nuova costruzione, implica la necessità di mettere a punto l'impiantistica di stoccaggio e di alimentazione delle miscele nonché quella dei bruciatori e della caldaia.

Il costo complessivo delle modifiche da apportare alla centrale è strettamente dipendente dalle caratteristiche dell'impianto sul quale si interviene. Pertanto, previsioni economiche di validità generale sono estremamente incerte e aleatorie. I parametri che maggiormente possono influenzare la variabilità di questi costi sono:

- Le caratteristiche della miscela.
- Le aree disponibili e le distanze.
- Il numero di bruciatori.
- I parametri di progetto della caldaia.
- La normativa locale di protezione ambientale.

I tempi richiesti per la realizzazione delle modifiche possono essere indicativamente stimati nel seguente modo:

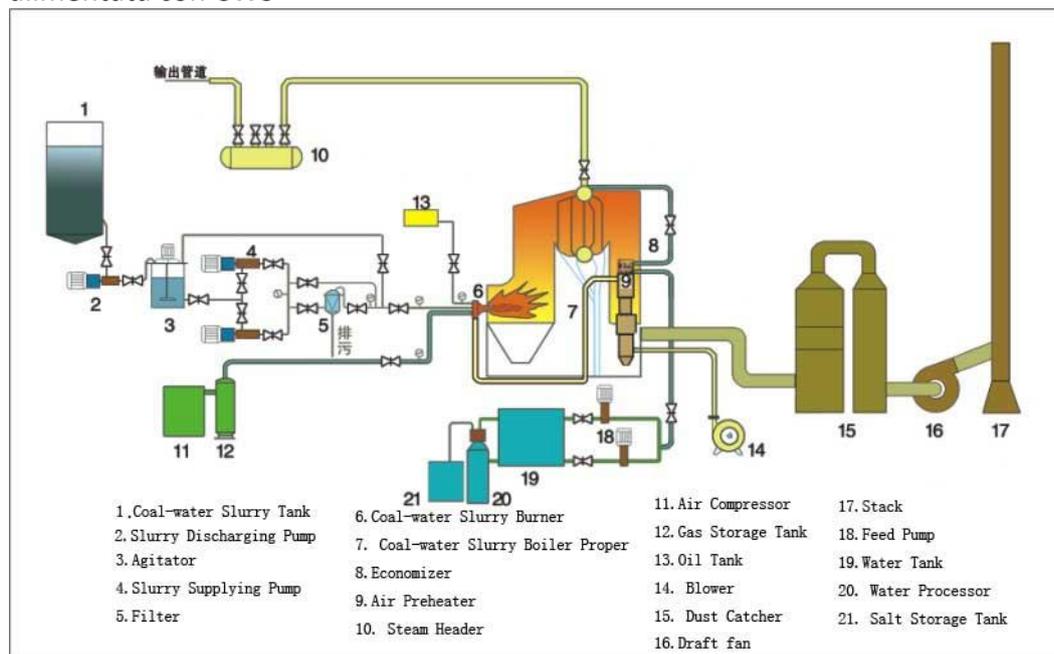
- Per la fase di progettazione 8-10 mesi.
- Per la fase di realizzazione 18-20 mesi.

In totale, date le possibili sovrapposizioni tra le precedenti fasi, possono ritenersi sufficienti 20-22 mesi.

Per quanto riguarda gli aspetti ambientali connessi all'uso delle miscele in sostituzione degli idrocarburi liquidi, è da tenere nella massima considerazione il problema della captazione del particolato solido dai fumi, in quanto il carico delle particelle negli effluenti gassosi aumenta almeno di un ordine di grandezza rispetto al caso della combustione di olio.

Nella seguente figura è schematizzato il processo di produzione di vapore che si realizza in una centrale termoelettrica alimentata con miscela acqua-carbone.

Figura 7.8.1-Schema di sistema di produzione di vapore in una centrale termoelettrica alimentata con CWS



La preparazione di sospensioni acqua-carbone Sulcis

Anche se il carbone è ancora oggi una delle più importanti fonti energetiche, il suo utilizzo, infatti, soddisfa circa il 26 % dei bisogni energetici e genera il 42 % dell'energia elettrica del mondo, il suo futuro è legato allo sviluppo delle cosiddette "Clean Coal Technologies" (CCT) cioè delle moderne tecnologie degli impianti di combustione che ne permettano l'impiego in modo efficiente e compatibile con l'ambiente.

Nel contesto delle CCT trovano spazio anche le miscele acqua-carbone (Coal Water Mixtures - CWM) il cui utilizzo può anche costituire la fase preliminare di processi di gassificazione o di produzione di combustibili alternativi quali l'idrogeno, ma inoltre riduce l'impatto ambientale legato al trasporto con mezzi tradizionali (come il trasporto via terra tramite camion) e allo stoccaggio (polveri derivanti dallo stoccaggio nei carbonili).

La CWM, detta anche, come sottolineato in precedenza, Coal Water Slurry (CWS) o Coal Water Fuel (CWF), è una miscela combustibile fluida, stabile e, nonostante la presenza di acqua, ad elevato contenuto energetico. La corretta distribuzione granulometrica del carbone polverizzato e l'aggiunta di piccole quantità di additivi le conferiscono caratteristiche tali da poter essere manipolata, trasportata, stoccata e bruciata come un olio combustibile pesante.

Come abbiamo visto, la preparazione delle miscele richiede un processo di macinazione calibrato in modo da ottenere una granulometria ottimale del carbone, adatta sia per la combustione, sia per il trasporto in pipeline.

L'aggiunta degli additivi migliora le condizioni di fluidità e stabilità, garantendo un prodotto perfettamente rispondente alle esigenze della movimentazione, del trasporto per condotta e dello stoccaggio prolungato.

Le CWM hanno una lunga storia (i primi studi risalgono al 1879) legata all'evoluzione del mercato del petrolio, prodotto verso cui si pongono come alternativa, fin da quando esse furono presentate per la prima volta in due brevetti di Munsell e Smith.

Nel 1960, alcune prove di combustione diretta di CWM furono condotte in America, Unione Sovietica e Germania e, nonostante i risultati soddisfacenti, le sperimentazioni furono abbandonate per ragioni economiche.

All'inizio degli anni 70, a causa della crisi mondiale del petrolio, alcuni paesi industrializzati come gli USA, la Svezia, l'Italia, l'Inghilterra, il Giappone e la Russia, investirono molto negli studi legati alla preparazione, allo stoccaggio, al trasporto e alla tecnologia di combustione del CWM. Con l'abbassamento del prezzo del petrolio negli anni 80 la ricerca ebbe un nuovo rallentamento per poi riprendere quota negli ultimi anni.

Tenendo conto che nella preparazione delle CWM risulta di fondamentale importanza la determinazione delle caratteristiche chimiche e fisiche della miscela, come il potere calorifico del combustibile, il pH della soluzione acquosa, la distribuzione granulometrica del solido, la densità della miscela, la stabilità, le proprietà reologiche della miscela, come già sottolineato precedentemente nel capitolo 7.4, le caratteristiche di una CWM di buona qualità dovrebbero avvicinarsi a quelle rappresentate nella tabella 7.7.1 (già riportata nel capitolo 7.4).

Tabella 7.7.1-Caratteristiche tipiche di una CWM

Caratteristiche	Valori
Contenuto di carbone (%)	68-70
Potere calorifico superiore (kcal/kg)	5000-5200
Potere calorifico inferiore (kcal/kg)	4600-4800
Consistenza apparente (mPas)	1000
Densità (g/cm ³)	1.25
Contenuto in peso di ceneri (%)	6
Tenore di zolfo (%)	0.2
Massa <200 mesh (%)	80-85

Per verificare la possibilità di preparare una CWM con il carbone Sulcis, che avesse caratteristiche reologiche comparabili a quelle rilevabili in una miscela, preparata con un carbone russo di alto rango è stato utilizzato un campione, proveniente dalla miniera di Nuraxi Figus, in pezzatura grossolana (> 10 mm), cernito a mano direttamente nei cantieri di coltivazione.

Le analisi immediate di tale carbone, classificato come sub-bituminoso con alto contenuto di zolfo (S=6%), sono riportate nella Tabella 7.7.2.

Tabella 7.7.2-Analisi immediate del carbone Sulcis

	T.Q. [%]	Dry [%]
Umidità	8,07	
Materie Volatili	47,59	52,12
Ceneri	7,87	8,56
C. Fisso	36,46	39,66

La massa volumica determinata mediante picnometro AccuPyc 1330, è risultata essere 1,43 g/cm³. Il potere calorifico superiore, determinato mediante il calorimetro adiabatico di Parr è risultato pari a 6.848 kcal/kg.

Il carbone russo di confronto è un carbone di "rango" più alto rispetto al Sulcis, ha un basso contenuto di S ma un contenuto maggiore di ceneri.

Le analisi immediate ed elementari del carbone russo sono riportate nella tabella 7.7.3.

Tabella 7.7.3-Analisi immediate ed elementari del carbone russo

Parametri analitici	Valori	Metodi
Umidità totale [%]	7,65	ASTM
Umidità esterna [%]	1,32	ASTM 20
Umidità inerente [%]	6,41	ASTM 3
Materie volatili [%]	30,55	ASTM 3
Ceneri [%]	12,97	ASTM 3
Carbonio fisso [%]	50,07	ASTM 3
Carbonio totale [%]	70,12	ASTM 3
Idrogeno [%]	4,08	ASTM 3
Azoto [%]	3,74	ASTM 3
Zolfo totale [%]	0,26	ASTM
Ossigeno (diff.) [%]	8,83	ASTM 3
Potere Calorifico superiore	6.566	ASTM
Potere Calorifico inferiore [kcal/kg]	6.321	ASTM 3286-85

I campioni di carbone sono stati miscelati con acqua e con i seguenti additivi:

- Na-Esametafosfato agente disperdente usato nella flottazione in schiuma per ridurre la viscosità delle torbide dense.
- Superwater®: polimero solubile utilizzato come stabilizzante.
- Proxanol®: copolimero di polietilene e polipropilene.
- Rhodopol®, una sostanza a base di polisaccaride a bassa viscosità.

Gli ultimi due sono additivi già commercializzati per il confezionamento di CWM.

Ciascuna coppia di additivi (uno stabilizzante e uno fluidificante) è stata aggiunta alla miscela, in soluzione con acqua distillata, come di seguito illustrato:

- Combinazione A (Proxanol+Rhodopol).
- Combinazione B (Na-Esametafosfato+Superwater).

La preparazione delle miscele CWM finalizzata allo studio comparativo delle caratteristiche reologiche è stata effettuata utilizzando acqua distillata in proporzione variabile tra il 38% e il 50%.

Comminuzione del carbone

E' ben noto che la distribuzione granulometrica del carbone è un parametro fondamentale nella preparazione delle CWM.

La fase di comminuzione è iniziata con una frantumazione a secco, eseguita con frantoio a mascelle, seguita da una seconda fase di macinazione a secco con mulino a barre in circuito chiuso.

Sulla base di sperimentazioni effettuate presso i laboratori DICAAR e di studi riportati in letteratura, la macinazione è stata condotta in modo da ottenere innanzitutto un prodotto

passante al 100 % al vaglio da 0,212 mm. Successivamente, il 50% del prodotto ottenuto è stato ulteriormente ridotto sotto 0,075 mm. Tale scelta operativa permette di ottenere due campioni di materiale: uno macinato sotto 0,212 mm e l'altro macinato sotto 0,075 mm. La composizione dei due prodotti in adeguate proporzioni consente di ottenere un carbone con distribuzione granulometrica "bimodale" che garantisce maggiore fluidità alle miscele CWM.

I campioni di solido per le prove sperimentali sono stati preparati con le seguenti proporzioni:

- Campione denominato "fine", composto da 30 % di materiale di granulometria sotto 0,212 mm e 70 % sotto 0,075 mm.
- Campione denominato "grosso", composto da 70 % di materiale di granulometria sotto 0,212 mm e 30 % sotto 0,075 mm.

Le distribuzioni granulometriche riferite ai due carboni utilizzati per le prove sperimentali sono riportate rispettivamente nelle figure 7.7.1, 7.7.2, 7.7.3, 7.7.4.

Figura 7.7.1-Carbone Sulcis: distribuzione granulometrica del prodotto denominato "fine"

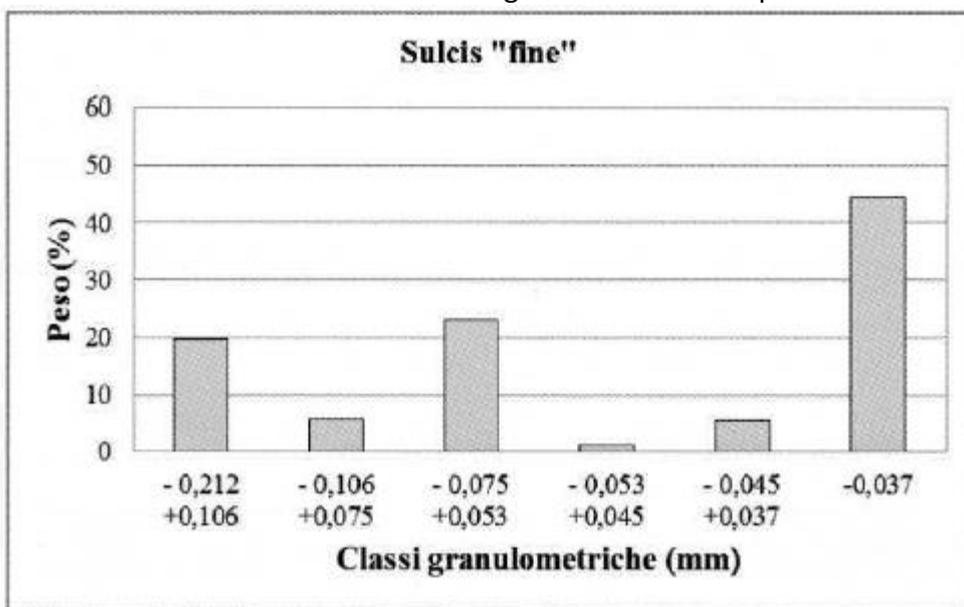


Figura 7.7.2-Carbone Sulcis: distribuzione granulometrica del prodotto denominato "grosso"

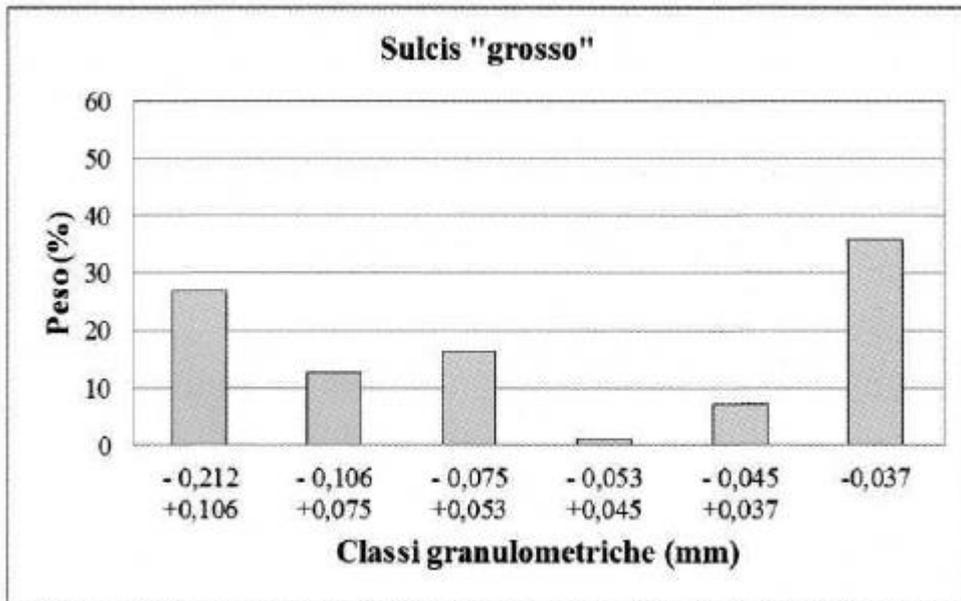


Figura 7.7.3-Carbone russo: distribuzione granulometrica del prodotto denominato "fine"

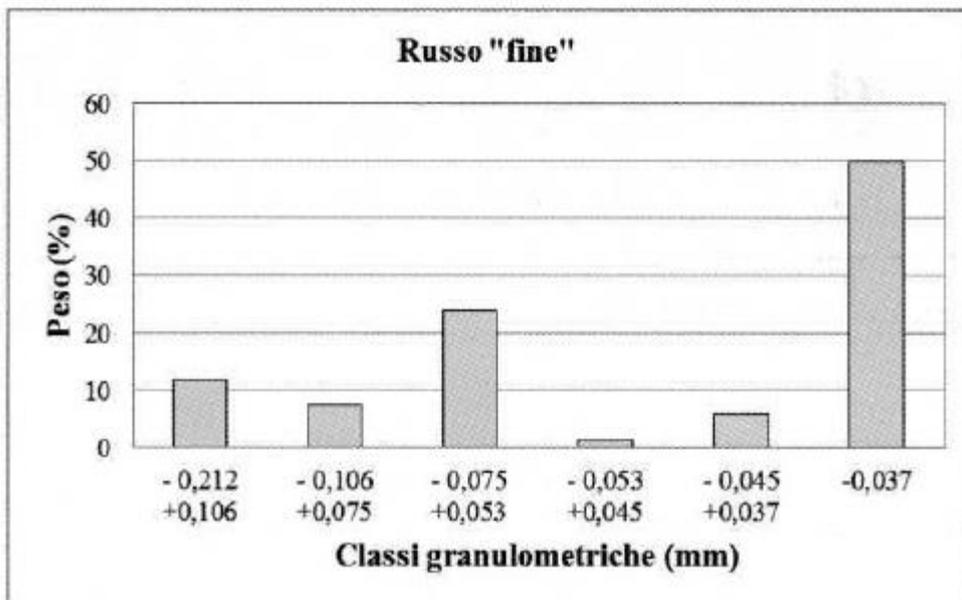
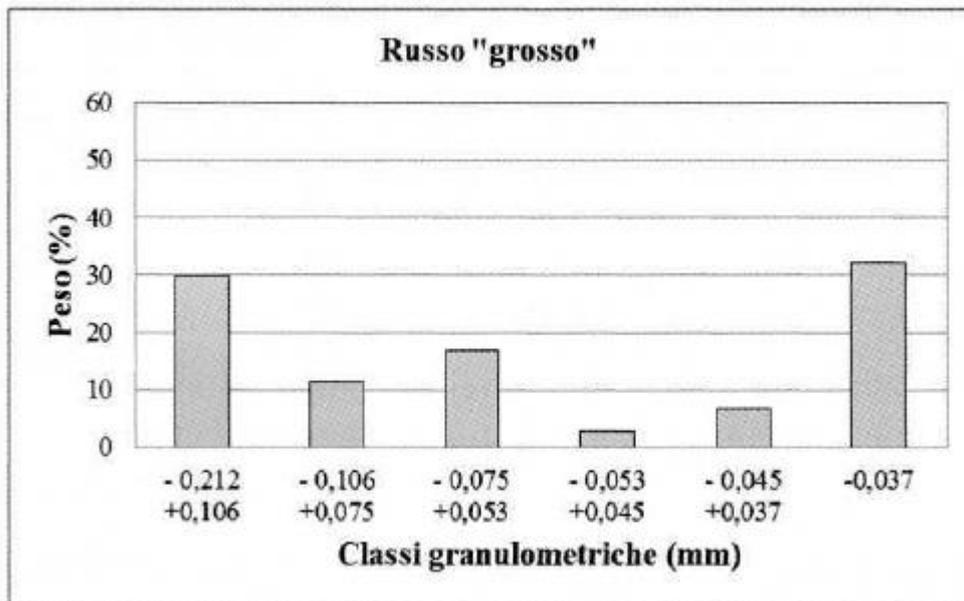


Figura 7.7.4-Carbone russo: distribuzione granulometrica del prodotto denominato "grosso"



Le miscele sono state preparate utilizzando:

- Campioni del peso di partenza di 2 kg, miscelati con miscelatore orbitale a frusta.
- Campioni del peso di 100-200-300 g per prove non sistematiche, miscelati con agitatore singolo.

Sono state effettuate le seguenti prove su diverse tipologie di miscele:

- Miscele con rapporto acqua carbone costante (50/50) e dosaggio di additivi crescente. Il dettaglio dei dosaggi utilizzati è riportato in tabella 7.7.4.
- Miscele con rapporto acqua carbone decrescente (da 50/50 a 38/62) e dosaggio di additivi costante: Combinazione A (Proxanol 1127 g/t + Rhodopol 16,88 g/t), Combinazione B (Na-Esametafosfato 1155 g/t + Superwater 46,8 g/t).

Tabella 7.7.4-Dosaggio di additivi utilizzato durante le prove con miscele con rapporto acqua-carbone costante.

Dosaggi	Combinazione A		Combinazione B	
	Proxanol [g/t]	Rhodopol [g/t]	Na-Esametafosfato [g/t]	Superflux [g/t]
Dosaggio 1	455	8,00	200	8,1
Dosaggio 2	672	12,08	306	12,6
Dosaggio 3	889	16,38	419	17,4
Dosaggio 4	1127	16,38	660	27,0
Dosaggio 5	1127	16,88	1155	46,8

Prove di sedimentazione

Le condizioni di stabilità della miscela sono state determinate mediante prove di sedimentazione in cilindro graduato, considerando lo spostamento, in funzione del tempo, del menisco di separazione dell'acqua chiara dalla sottostante sospensione.

La velocità di sedimentazione è espressa dal parametro t_{80} che rappresenta il tempo necessario per raggiungere l'80% del volume finale di acqua chiara. Sospensioni più stabili sedimentano più lentamente e dopo la sedimentazione presentano un volume d'acqua chiara minore.

Prove reologiche

Per la determinazione dei parametri reologici è stato utilizzato il viscosimetro HAAKE RotoVisco 20, dotato di Software RheoWin 3.

La viscosità è stata misurata rilevando la curva della forza tangenziale per unità di superficie, variando la velocità di rotazione del rotore del viscosimetro, per un tempo di 60 s.

E' stato quindi assunto il valore asintotico della curva quale parametro significativo della fluidità della miscela in condizioni di movimento.

La tissotropia è stata determinata rilevando la differenza tra i valori della tensione tangenziale ottenuta variando la velocità del rotore in senso crescente e decrescente. Si è assunto quale valore rappresentativo della tissotropia la misura dell'area compresa fra le due curve ottenute facendo variare in senso crescente e decrescente la velocità del rotore, per un tempo pari a 30 s.

Risultati

Sia per il carbone russo sia per il carbone Sulcis, le prove sono state denominate in base alla granulometria del carbone e alla combinazione di additivi utilizzati secondo la nomenclatura indicata in tabella 7.7.5.

Tabella 7.7.5.-Nomenclatura delle prove

Nome	Granulometria del carbone	Combinazione di additivi
<i>Fine A</i>	70 % - 0,075 mm 30 % - 0,212 mm	A (Proxanol+Rhodopol)
<i>Fine B</i>	70 % - 0,075 mm 30 % - 0,212 mm	B (Na-Esametafosfato+Superflux)
<i>Grosso A</i>	70 % - 0,212 mm 30 % - 0,075 mm	A (Proxanol+Rhodopol)

I risultati sono riportati nelle figure 7.7.5, 7.7.6, 7.7.7, 7.7.8, 7.7.9, 7.7.10, 7.7.11, 7.7.12, 7.7.13, 7.7.14, 7.7.15 e 7.7.16.

Miscele con rapporto acqua/carbone costante (50/50) e dosaggio di additivi crescente

Al fine di valutare l'influenza degli additivi sulle caratteristiche reologiche delle miscele CWM preparate con carbone Sulcis e carbone russo, si sono utilizzate le combinazioni A (Proxanol+Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato+Superflux) con dosaggi crescenti (i dosaggi sono riportati in tabella 7.7.4).

Le prove sono state effettuate considerando le due diverse granulometrie al fine di valutare anche l'influenza di questo parametro.

Figura 7.7.5-Carbone Sulcis: variazione della viscosità in funzione del dosaggio di additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater) nei campioni di granulometria "fine" e "grossa".

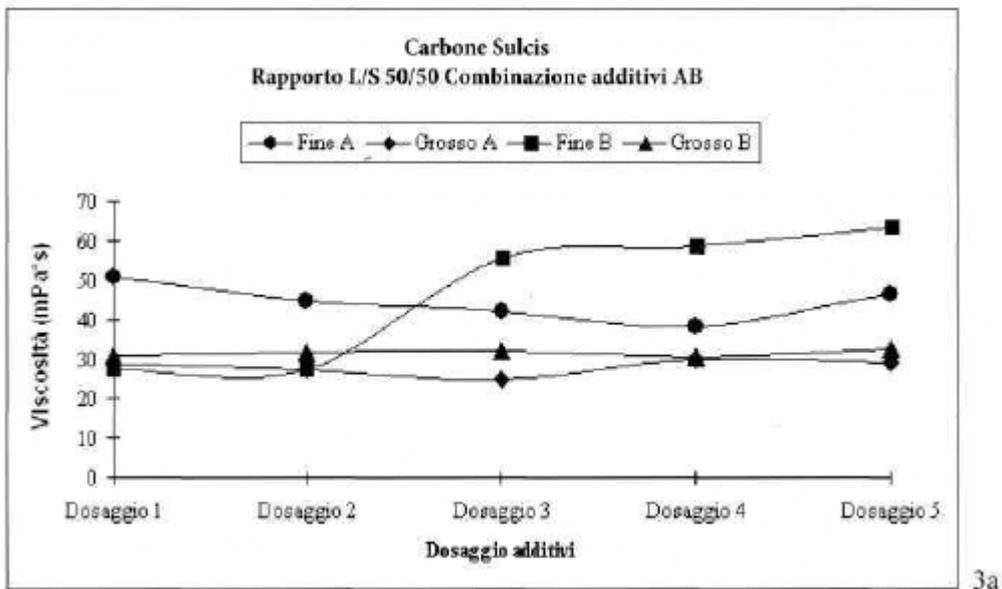


Figura 7.7.6-Carbone russo: variazione della viscosità in funzione del dosaggio di additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater) nei campioni di granulometria "fine" e "grossa".

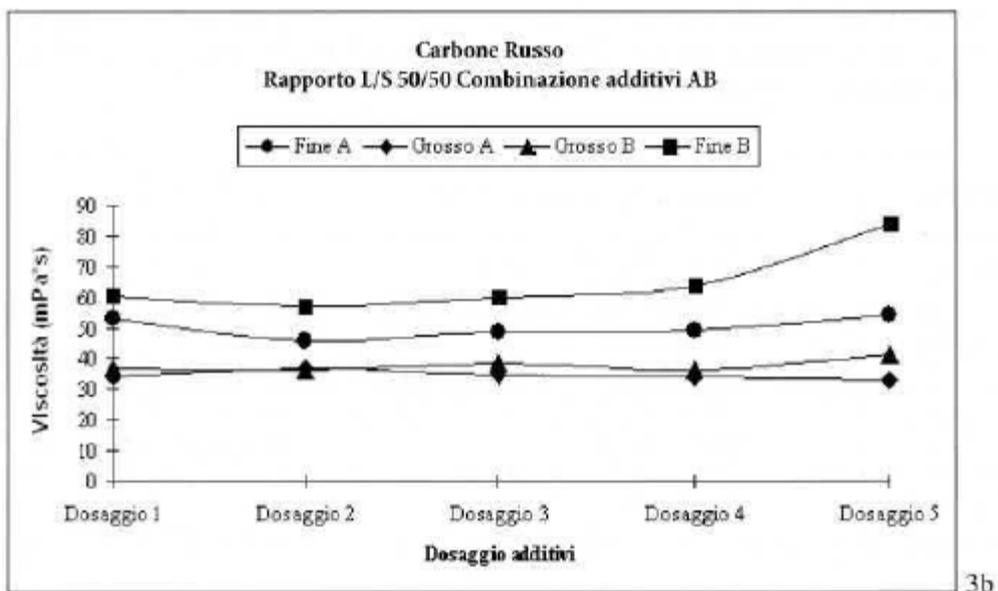
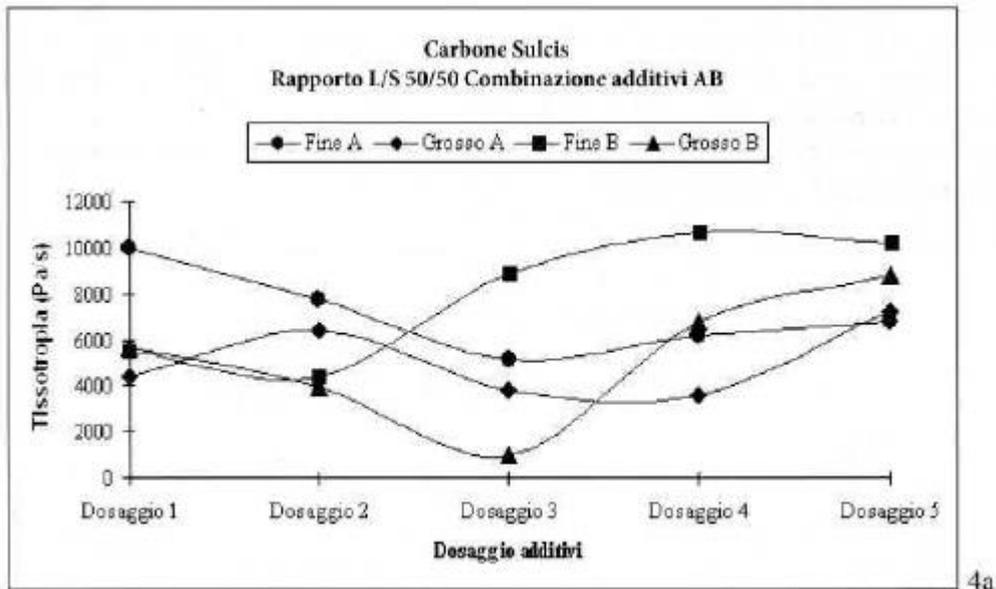
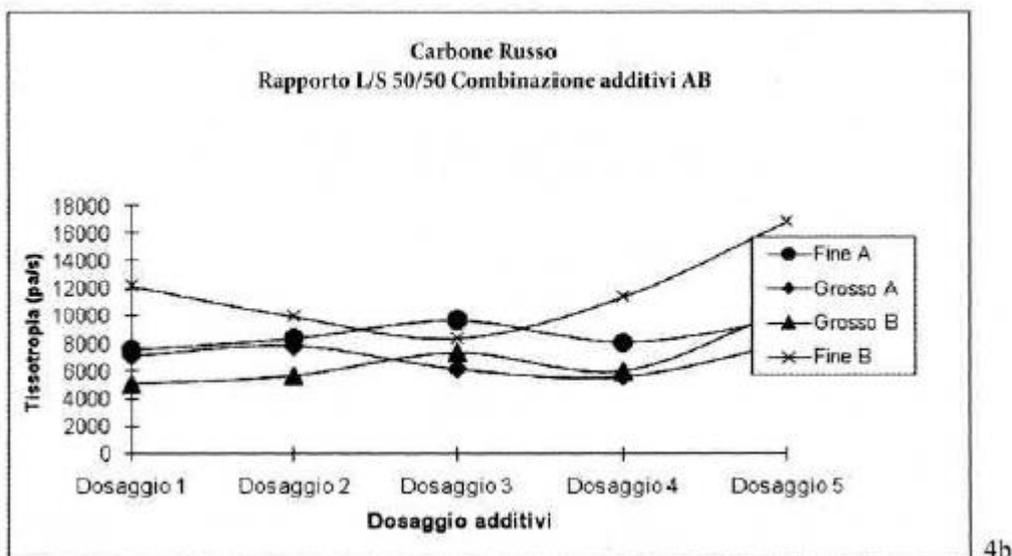


Figura 7.7.7-Carbone Sulcis: variazione della tissetropia in funzione del dosaggio di additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater) nei campioni di granulometria "fine" e "grossa"



4a

Figura 7.7.8-Carbone russo: variazione della tissetropia in funzione del dosaggio di additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater) nei campioni di granulometria "fine" e "grossa"



4b

Figura 7.7.9-Carbone Sulcis: variazione del volume di acqua chiara in funzione del dosaggio di additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater) nei campioni di granulometria "fine" e "grossa"

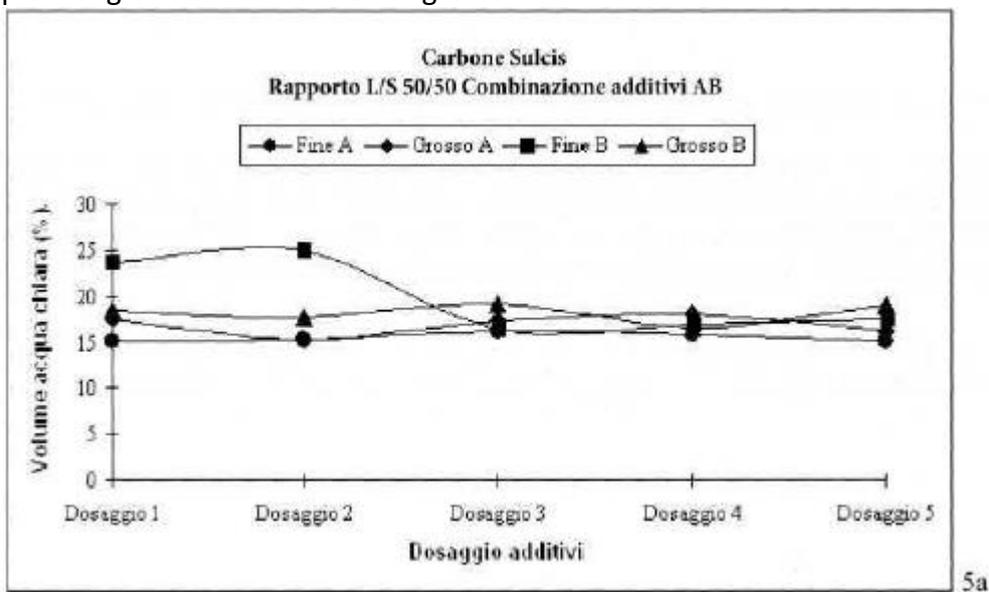
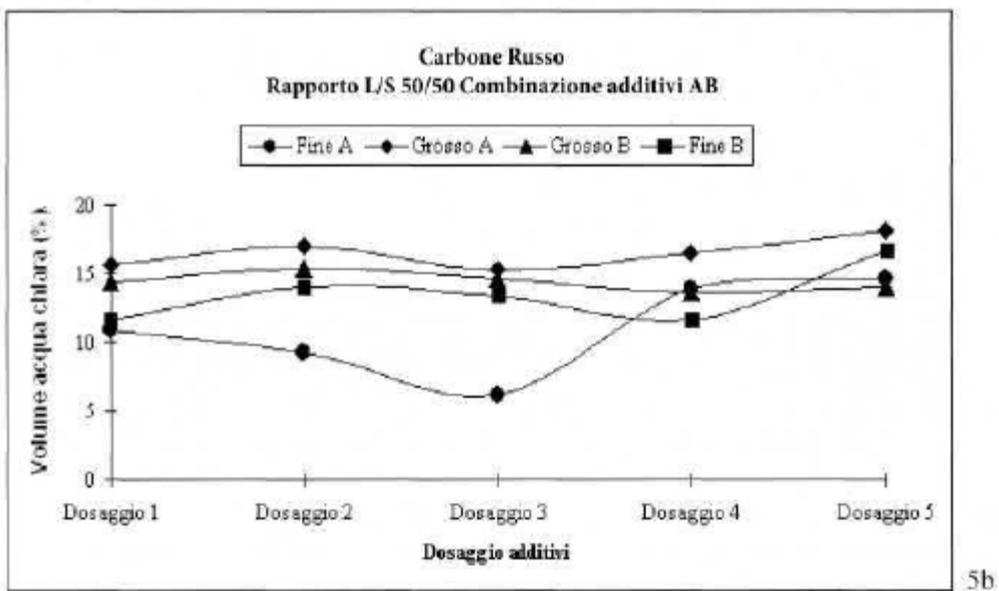


Figura 7.7.10-Carbone rosso: variazione del volume di acqua chiara in funzione del dosaggio di additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater) nei campioni di granulometria "fine" e "grossa"



Miscela con rapporto acqua/carbone decrescente e dosaggio di additivi costante

Le prove con rapporto acqua-carbone decrescente, mantenendo fisse le altre variabili (granulometria e additivi), hanno avuto lo scopo di verificare innanzitutto la massima quantità di carbone utilizzabile nella miscela senza compromettere la sua "manipolazione". Il dosaggio di additivi è stato il seguente:

- Combinazione A (Proxanol 1127 g/t + Rhodopol 16,88 g/t);
- Combinazione B (Na-Esametafosfato 1155 g/t + Superwater 46,8 g/t).

Figura 7.7.11-Carbone Sulcis: variazione della viscosità in funzione del rapporto acqua carbone nei campioni di granulometria "fine" e "grossa" e additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater)

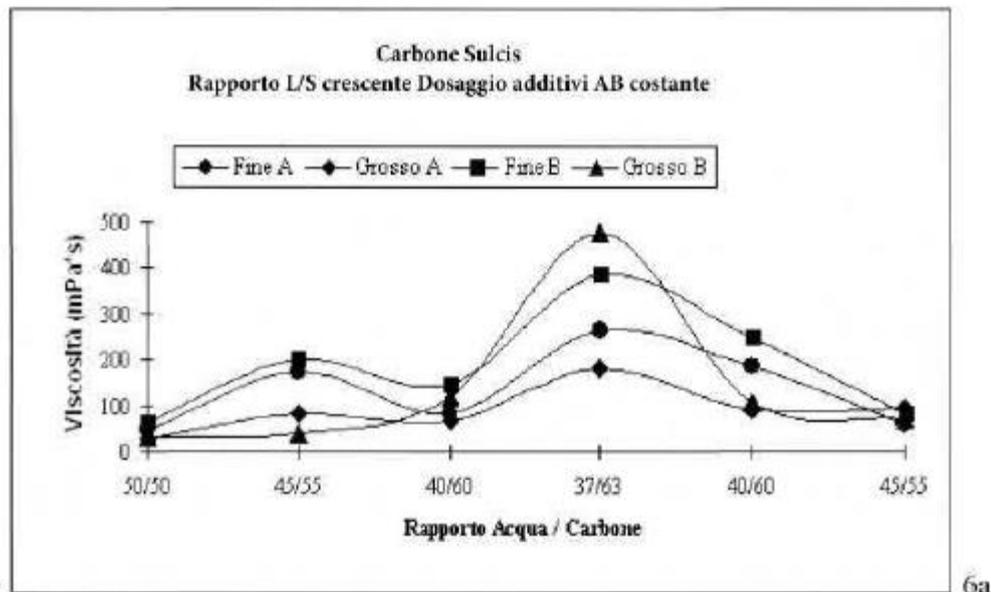


Figura 7.7.12-Carbone russo: variazione della viscosità in funzione del rapporto acqua carbone nei campioni di granulometria "fine" e "grossa" e additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater)

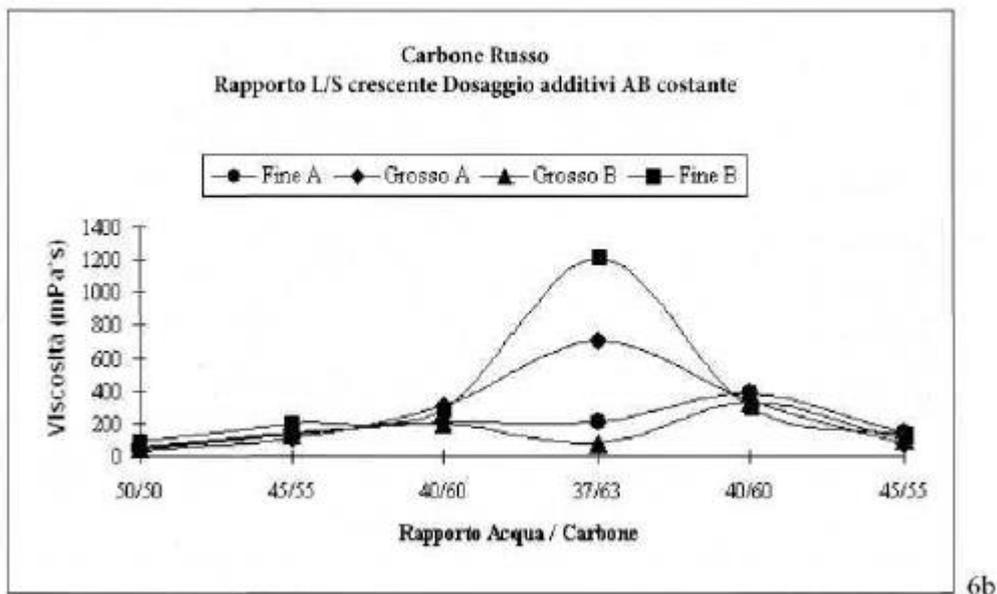


Figura 7.7.13-Carbone Sulcis: variazione della tiosotopia in funzione del rapporto acqua carbone nei campioni di granulometria "fine" e "grossa" e additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater)

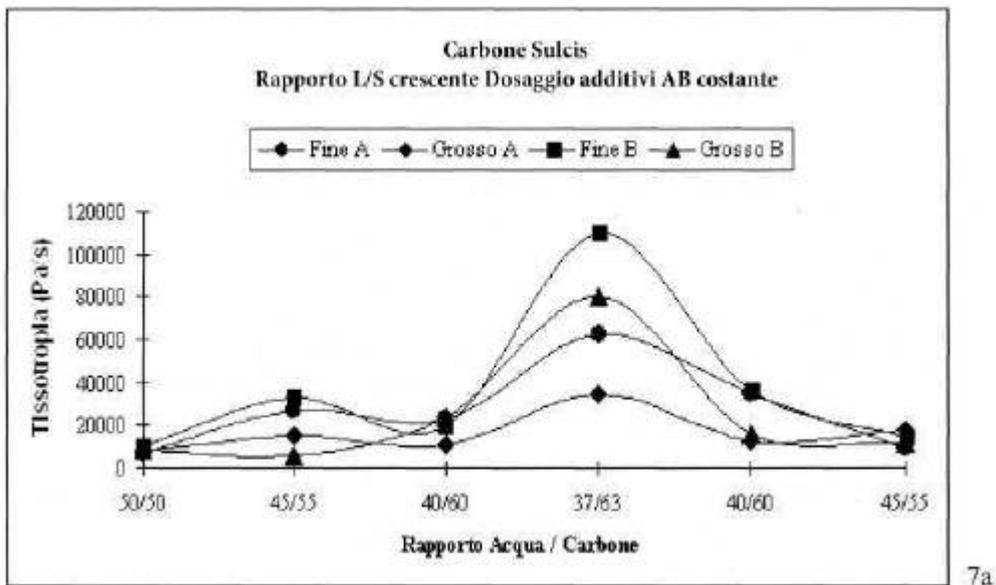
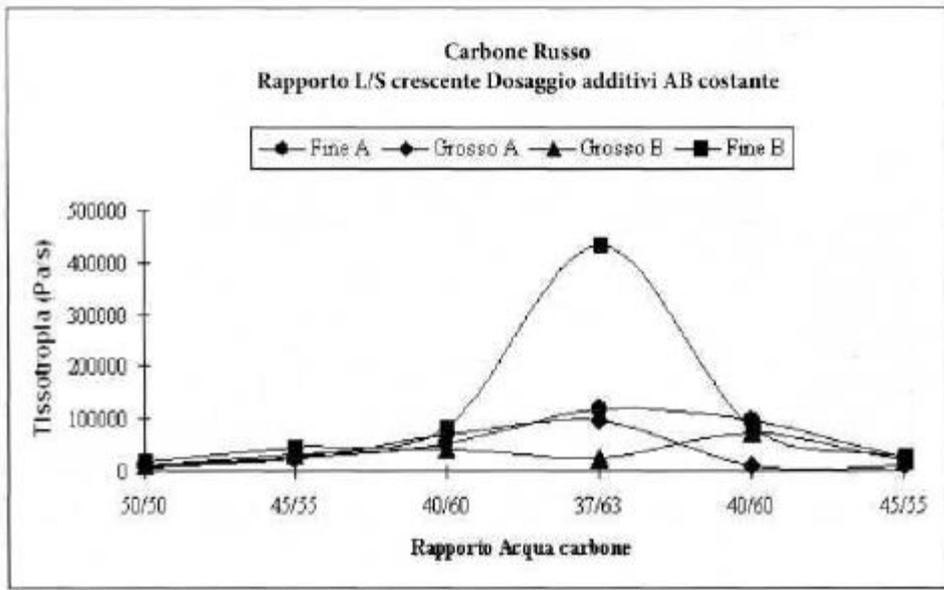


Figura 7.7.14- Carbone russo: variazione della tiosotopia in funzione del rapporto acqua carbone nei campioni di granulometria "fine" e "grossa" e additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater)



7b

Figura 7.7.15-Carbone Sulcis: variazione del volume di acqua chiara in funzione del rapporto acqua carbone nei campioni di granulometria "fine" e "grossa" e additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater)

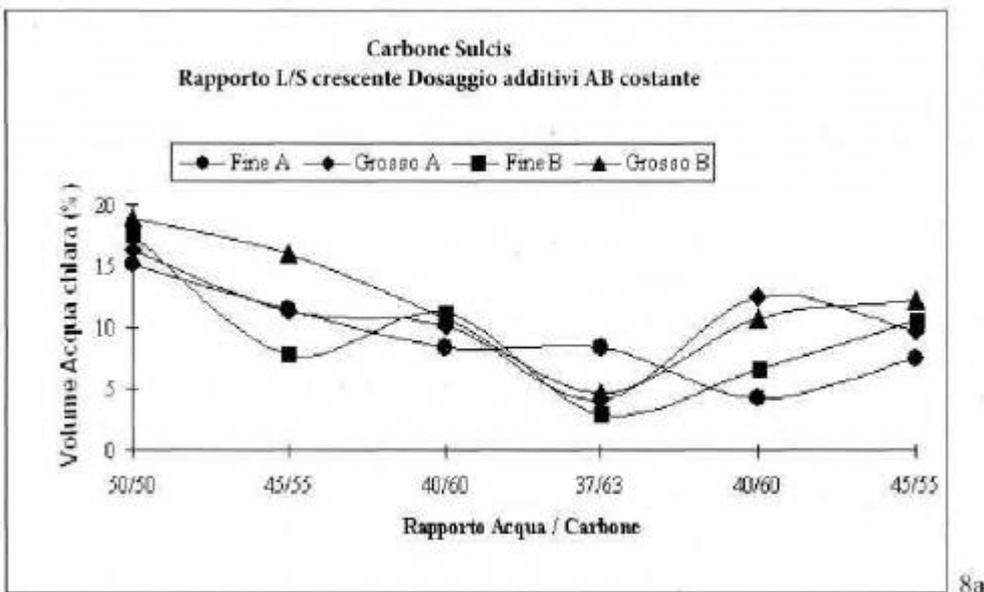
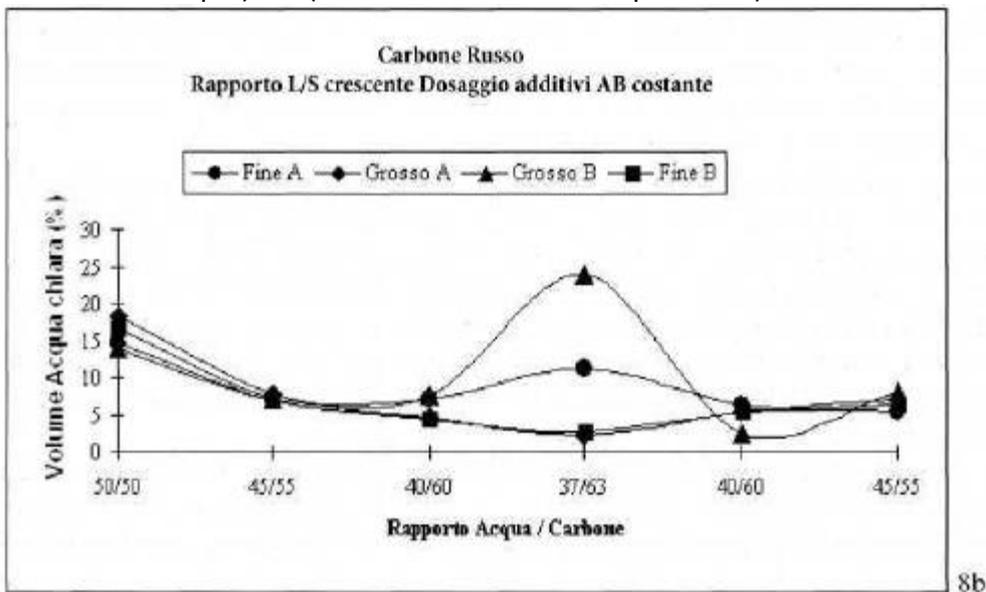


Figura 7.7.16-Carbone russo: variazione del volume di acqua chiara in funzione del rapporto acqua carbone nei campioni di granulometria "fine" e "grossa" e additivi con combinazione A (Proxanol + Rhodopol) e B (Na-Esametafosfato + Superwater)



Le prove effettuate hanno fornito utili indicazioni sui comportamenti delle CWM al variare di alcune importanti caratteristiche.

Il carbone Sulcis è sempre stato considerato poco idoneo al confezionamento di CWM a causa del suo alto contenuto in ceneri e del suo elevato tenore in zolfo. Tuttavia non è mai stata effettuata una ricerca sistematica che consentisse di valutare la reale idoneità di questo carbone a tali usi. I risultati hanno invece mostrato che, almeno dal punto di vista delle caratteristiche reologiche e di stabilità, è possibile preparare CWM con il carbone Sulcis.

Restano da valutare anche altri parametri quali quelli energetici ed economici per un possibile utilizzo di queste miscele a livello industriale.

Particolarmente interessante è stato il confronto con il carbone russo: i risultati hanno confermato che carboni di rango più alto sono più idonei al confezionamento di CWM per quanto riguarda la stabilità. Le curve sperimentali (figure 7.7.9 e 7.7.10, figure 7.7.15 e 7.7.16) ottenute mediante le prove di sedimentazione in cilindro graduato hanno infatti mostrato che, utilizzando il carbone russo, il volume di acqua chiara è minore rispetto al carbone Sulcis e i tempi di sedimentazione sono sempre superiori.

Meno evidente è l'influenza del rango del carbone sulla viscosità e sulla tiosotropia delle CWM (figure 7.7.5 e 7.7.6, figure 7.7.11 e 7.7.12).

La granulometria influenza i parametri di stabilità della CWM nel senso che le sospensioni composte da carbone macinato a dimensioni più fini tendono ad essere più stabili e a sedimentare più lentamente, a parità delle altre condizioni.

Anche i parametri reologici risentono del grado di finezza del carbone infatti il valore limite della viscosità viene raggiunto a una densità leggermente inferiore per le granulometrie fini. E' necessario quindi trovare il giusto compromesso relativamente alla distribuzione granulometrica del carbone utilizzato: granulometrie troppo fini consentono la confezione di CWM ad alta stabilità ma a scapito della fluidità e della resa massica.

Le prove con miscele diluite non hanno mostrato significative influenze variando i dosaggi degli additivi utilizzati. Peraltro in generale la coppia di additivi costituita da Proxanol e Rhodopol (combinazione A) mostra una maggiore capacità di influenzare i parametri reologici.

L'influenza degli additivi è un campo che è necessario continuare a esplorare perché non esistono reagenti chimici validi in generale per ogni tipo di carbone, ma bisogna ampliare il ventaglio di opzioni fino a definire quelli più idonei a migliorare le caratteristiche reologiche delle CWM preparate con differenti carboni, tenendo conto anche dei costi.

Le prove a densità crescente hanno evidenziato che, nel caso di CWM con contenuti di carbone superiori al 62-63 %, sussistono difficoltà nel corretto campionamento e nella misura dei parametri reologici. Alcune prove non sistematiche, effettuate con lo scopo di incrementare il contenuto di carbone oltre il 62-63 % non hanno consentito di effettuare delle misurazioni adeguate. Il proseguimento dello studio dovrà pertanto essere finalizzato non solo alla ricerca di additivi più efficienti ma anche allo sviluppo di procedure di campionamento e di misurazione dei parametri reologici che consentano un'adeguata valutazione delle CWM ad alto contenuto di solido.

E' stato comunque possibile preparare con il carbone Sulcis una CWM con contenuto di solido maggiore rispetto a quelle "confezionate" con carbone russo. Tale differenza potrebbe essere spiegata considerando che il carbone russo, non essendo stato arricchito, presentava un contenuto di ceneri maggiore di quello rilevato nel carbone Sulcis cernito a mano.

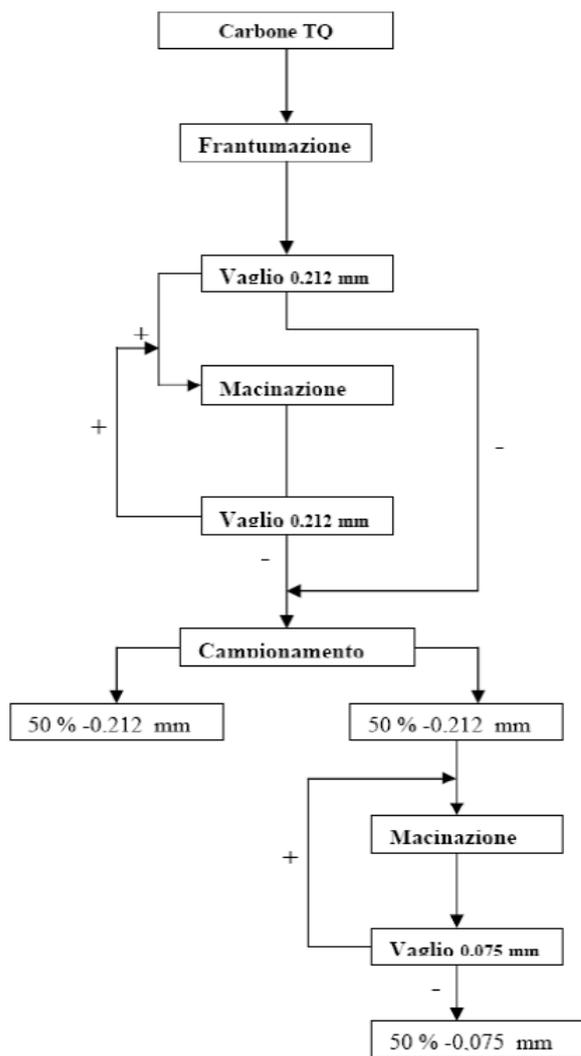
Chimismo della fase acquosa e reologia delle sospensioni acqua-carbone

Le prove sperimentali relative allo studio dell'influenza del chimismo sono state effettuate utilizzando il carbone proveniente dalla miniera di Nuraxi Figus.

Il carbone è stato sottoposto a una prima fase di frantumazione a secco con frantoio a mascelle e successivamente a una fase di macinazione a secco con mulino a barre in circuito chiuso.

Il flowsheet della comminuzione è illustrato nella figura 7.8.1.

Figura 7.8.1-Flowsheet delle fasi di comminuzione del carbone

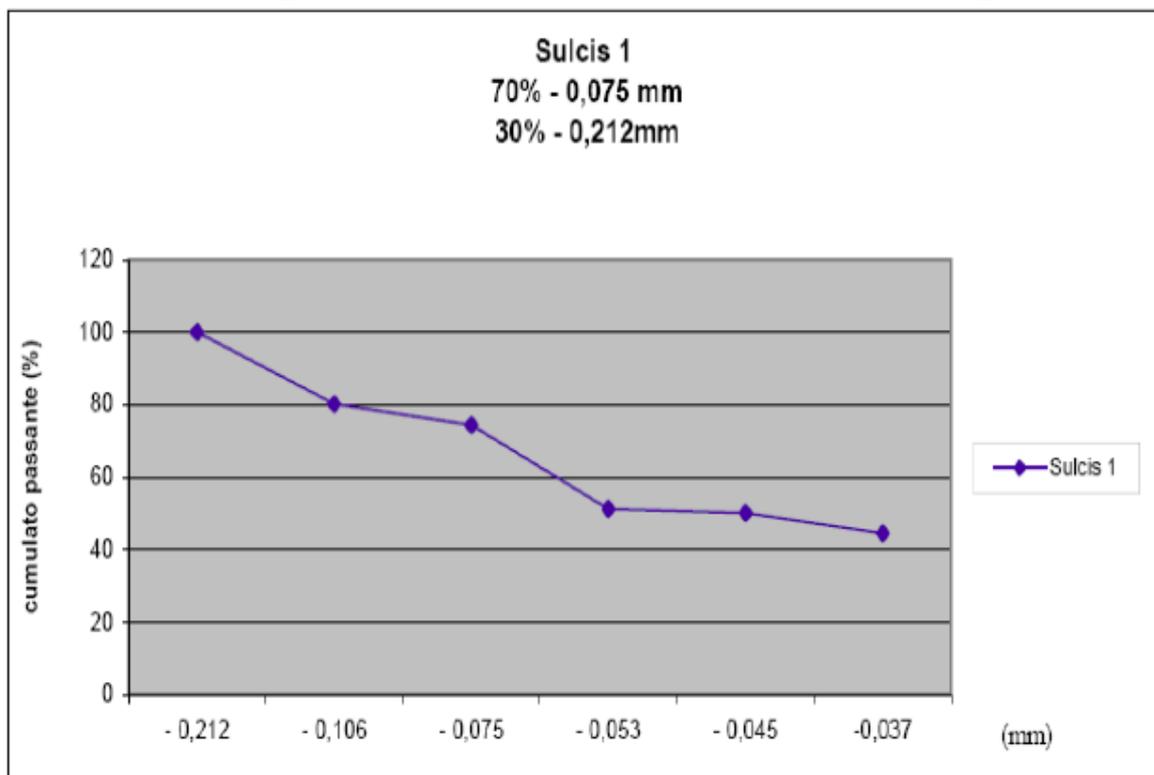


I prodotti derivanti da questa fase denominati “grosso” (–0,212 mm) e “fine” (–0,075 mm) sono stati miscelati in proporzione 70% “fine” e 30 % “grosso”, combinazione granulometrica dimostratasi ottimale per quanto riguarda le caratteristiche del CWS precedentemente preparato con il carbone Sulcis. Su questo materiale è stata effettuata l’analisi immediata per via strumentale con l’apparecchio LECO MAC 400 (tabella 7.8.2) e l’analisi granulometrica (figura 7.8.2).

Tabella 7.8.2-Analisi immediata del carbone Sulcis 70 % “fine” 30 % “grosso”

	T.Q.	DRY
	%1	%1
Umidità	8,07	
Materie Volatili	47,59	52,12
Ceneri	7,87	8,56
C. Fisso	36,46	39,66

Figura 7.8.2-Distribuzione granulometrica del carbone Sulcis 70 % “fine” 30 % “grosso”



Il potere calorifico superiore, determinato mediante calorimetro adiabatico di Parr è stato pari a 6.848 kcal/kg.

La massa volumica determinata mediante picnometro AccuPyc 1330, è risultata essere 1,4285 g/cm³.

Le prove sono state eseguite su campioni di CWS del peso di 300 g, con rapporto carbone acqua di 55-45%, in modo da ottenere, anche in questo caso, miscele sufficientemente dense ma senza incorrere nelle difficoltà di prelievo che si sono riscontrate per campioni troppo densi.

Come nel precedente studio sono stati utilizzati due reagenti industriali, il Rhodopol quale agente stabilizzante e il Proxanol quale fluidificante della miscela. Entrambi gli additivi sono stati preparati e dosati in forma di soluzione in acqua distillata.

Tabella 7.8.3-Composizione tipica di un campione di CWS per le prove

	Descrizione	Peso (g)
Carbone	70% -0,075 mm /30% -0,212 mm	165
Rhodopol	Soluzione in acqua distillata allo 0,02%	24,550
Proxanol	Soluzione in acqua distillata al 7%	3,886
Acqua	Acqua distillata + Sali di sodio, calcio e magnesio	106,59
TOTALE		300

Come evidenziato nella precedente tabella, in tutte le prove sono stati tenuti fissi la granulometria del carbone, la concentrazione del carbone nel CWS, il tipo e la concentrazione di additivi. Si è invece fatto variare il chimismo dell'acqua modificando la concentrazione di ioni sodio, calcio e magnesio, aggiungendo all'acqua distillata concentrazioni crescenti di sali di questi elementi in soluzione (tabella 7.8.4).

Tabella 7.8.4-Composizione della fase liquida

	Dosaggio dei singoli elementi	Composizione della soluzione base
Campione 1		H ₂ O distillata
Campione 2		H ₂ O di rete
Campione 3	Na 15 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl
Campione 4	Na 30 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl
Campione 5	Na 45 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl
Campione 6	Na 90 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl
Campione 7	Ca 15 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 8	Ca 30 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 9	Ca 45 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 10	Ca 90 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 11	Mg 15 mg/l	H ₂ O distillata + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 12	Mg 30 mg/l	H ₂ O distillata + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 13	Mg 45 mg/l	H ₂ O distillata + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 14	Mg 90 mg/l	H ₂ O distillata + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 15	Na + Ca 15 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 16	Na + Ca 30 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 17	Na + Ca 45 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 18	Na + Ca 90 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + CaCl ₂ *2 H ₂ O
Campione 19	Na + Mg 15 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 20	Na + Mg 30 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 21	Na + Mg 45 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 22	Na + Mg 90 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 23	Ca + Mg 15 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 24	Ca + Mg 30 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 25	Ca + Mg 45 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 26	Ca + Mg 90 mg/l	H ₂ O distillata + CaCl ₂ *2 H ₂ O + MgCl ₂ *6 H ₂ O
Campione 27	Na 45 mg/l	H ₂ O distillata + (COONa) ₂
Campione 28	Na 45 mg/l	H ₂ O distillata + NaHCO ₃
Campione 29	Na 45 mg/l	H ₂ O distillata + CH ₃ COONa + 2 H ₂ O
Campione 30	Na + Ca + Mg 30 mg/l	H ₂ O distillata + NaCl + CaCl ₂ *2 H ₂ O + MgCl ₂ *6 H ₂ O

I sali utilizzati per la preparazione delle soluzioni di base sono elencati nella tabella 7.8.5. Sono prevalentemente cloruri, ma per il sodio sono state utilizzate anche altre forme per verificare l'eventuale influenza dell'anione che tuttavia, secondo la letteratura, dovrebbe essere secondaria nel caso del Sulcis di cui è nota la tendenza ad acquisire cariche superficiali negative. Sono state eseguite anche prove con acqua distillata e acqua di rete (campioni 1 e 2 tabella 7.8.4).

Tabella 7.8.5-Sali utilizzati per lo studio del chimismo

<i>Nome</i>	<i>Formula chimica</i>
Cloruro di Sodio	NaCl
Cloruro di Calcio	CaCl ₂ *2 H ₂ O
Cloruro di Magnesio	MgCl ₂ *6 H ₂ O
Ossalato di Sodio	(COONa) ₂
Bicarbonato (o Carbonato acido) di Sodio	NaHCO ₃
Acetato di Sodio	CH ₃ COONa + 2 H ₂ O

I campioni sono stati miscelati per mezzo di un agitatore/flocculatore. Poiché inizialmente si presentavano pastosi, si è dovuta aumentare gradualmente la velocità di rotazione, variando in continuazione la regolazione in altezza della girante. Una volta omogeneizzata e resa fluida la miscela, si è proseguita l'agitazione per due ore e mezza.

La miscela è apparsa in tutti i campioni omogenea e dotata di buona fluidità, se agitata continuamente. Se venisse meno la continua agitazione della miscela si segnalerebbero fenomeni importanti di sedimentazione.

Per ogni campione sono state effettuate misure di viscosità e tissotropia mediante viscosimetro e misure di stabilità mediante test di sedimentazione in cilindro graduato, utilizzando le apparecchiature e secondo le metodologie descritte nel paragrafo 7.7.

I risultati sono illustrati nella tabella 7.8.6.

Tabella 7.8.6-Risultati delle prove

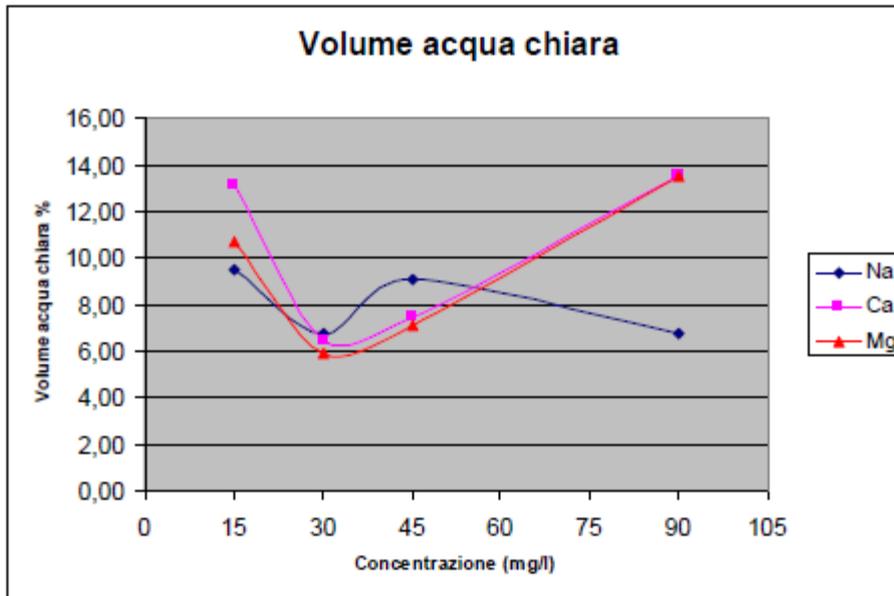
Acque	Vol H ₂ O chiara [%]	Tissotropia [Pa/s]	Viscosità [mPa*s]
H2O distillata	7,87	12,41	95,25
H2O rete	6,41	19,47	146,00
Na 15	9,54	25,94	183,30
Na 30	6,80	26,24	207,67
Na 45	9,09	35,45	193
Na 90	6,78	23,25	186
Ca 15	13,15	27,37	188,66
Ca 30	6,50	20,37	150,33
Ca 45	7,5	29,06	215,33
Ca 90	13,5	24,71	199,33
Mg 15	10,70	19,52	155,50
Mg 30	5,95	26,77	185,00
Mg 45	7,14	25,01	179,66
Mg 90	13,51	24,51	175
Na + Ca 15	7,90	24,00	199,00
Na + Ca 30	9,00	25,70	206,50
Na + Ca 45	9,09	24,39	183,66
Na + Ca 90	8,57	30,63	224
Na+Mg 15	10,95	48,52	224,33
Na+Mg 30	7,66	22,42	151,33
Na + Mg 45	10,84	25,27	201,66
Na + Mg 90	12,79	27,18	215,33
Ca+Mg 15	5,45	31,01	199,00
Ca+Mg 30	9,95	8,86	66,03
Ca + Mg 45	9,52	28,09	183,30
Ca + Mg 90	12,5	30,02	238,66
Na 45 ossalato	11,42	23,23	155,33
Na 45 carbonato	8,33	24,31	156
Na 45 acetato	7,66	31,24	214
Ca+Na+Mg 30	10,13	27,34	185,00

Stabilità

Per quanto riguarda lo studio della stabilità misurata in funzione delle concentrazioni dei singoli sali si rileva che (figura 7.8.3):

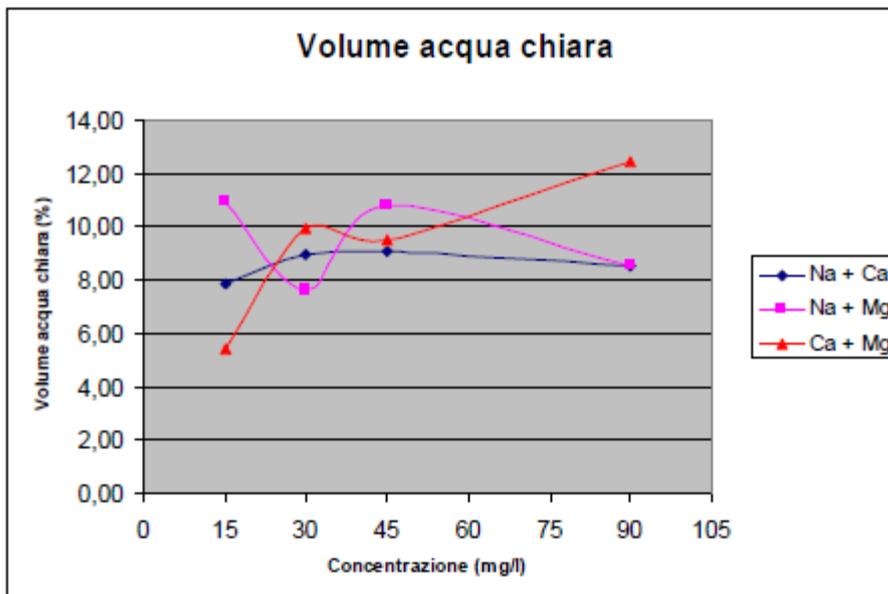
- All'aumentare della concentrazione ionica di Ca⁺⁺ e Mg⁺⁺, la stabilità migliora fino a un valore minimo corrispondente a circa 30 mg/l di dosaggio, quindi progressivamente peggiora al crescere della concentrazione ionica oltre tale valore.
- Per lo ione Na⁺, l'aumento della concentrazione nella soluzione base non sembra modificare in misura significativa la stabilità.

Figura 7.8.3-Effetti del chimismo sulla stabilità del CWF (aggiunta singoli sali)



In definitiva sembra che l'influenza determinante per quanto riguarda il peggioramento della stabilità alle alte concentrazioni sia quella determinata dagli ioni Ca^{++} e Mg^{++} presenti nella fase acquosa sia singolarmente sia in combinazione equilibrata tra loro, mentre si osserva che lo ione Na^+ svolge un ruolo meno importante o addirittura un'azione mitigatrice se presente insieme a ciascuno dei due elementi precedenti. (figura 7.8.4).

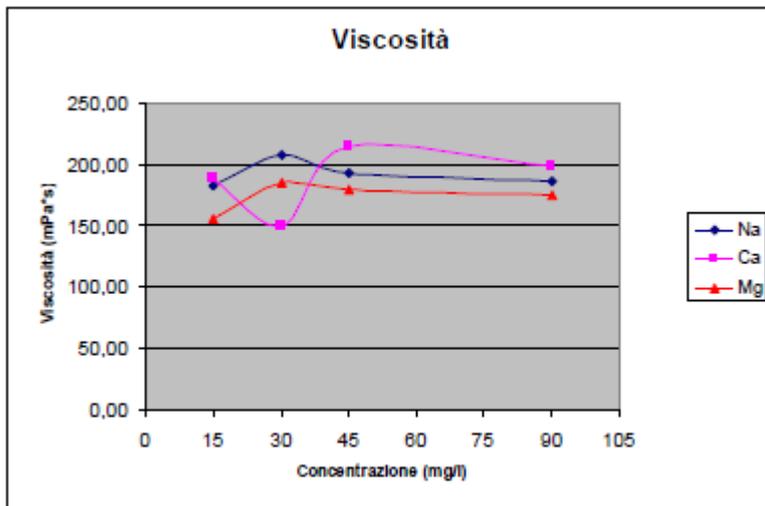
Figura 7.8.4-Effetti del chimismo sulla stabilità del CWF (aggiunta combinazioni di sali)



Questi risultati trovano riscontro in letteratura, confermando l'importanza degli ioni multivalenti rispetto ai monovalenti nel determinare l'entità delle forze repulsive di natura elettrostatica capaci di ostacolare la tendenza delle particelle ad aggregarsi per effetto delle forze di attrazione che agiscono a corta distanza.

Viscosità

Figura 7.8.5-Effetti del chimismo sulla viscosità del CWS (aggiunta singoli sali)



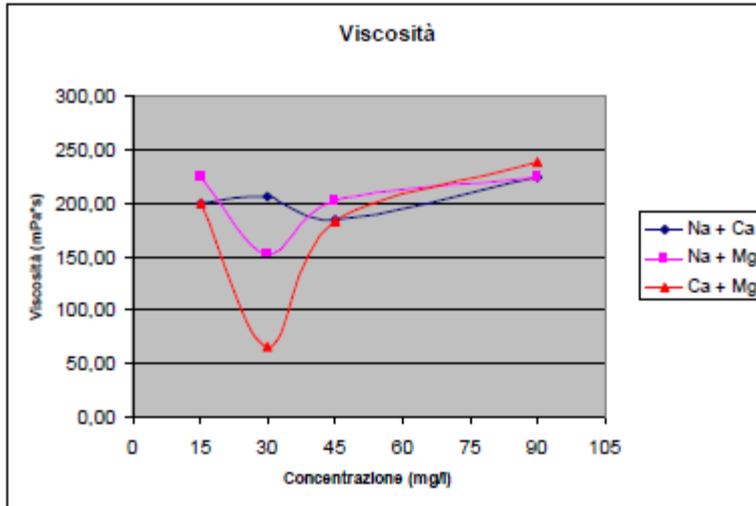
La presenza di ioni singoli non sembra avere particolare importanza per la viscosità nel campo delle concentrazioni superiori ai 45 mg/l, appare una influenza più marcata per piccoli dosaggi.

Non è possibile trarre considerazioni affidabili sul piano scientifico dall'esame delle curve che rappresentano la viscosità in funzione della concentrazione dei sali singoli nella soluzione di partenza a causa del loro andamento oscillante intorno a un valore sostanzialmente costante salvo per lo ione Ca^{++} la cui aggiunta provoca prima una diminuzione e quindi un aumento fino a un valore più stabile alle concentrazioni elevate (figura 7.8.6).

Pur nell'incertezza dell'andamento della curva, anche questa osservazione non è tuttavia in contraddizione con quanto esposto in letteratura sulla presenza di un minimo del valore della viscosità intorno a 30 g/l, punto di minimo anche per la stabilità, come si è detto sopra.

Per quanto riguarda l'aggiunta di combinazioni di sali, l'indicazione dei dati sperimentali sembra molto più chiara (figura 7.8.6). Infatti la combinazione degli ioni Ca^{++} e Mg^{++} produce sulla viscosità un effetto evidente che si manifesta in un primo abbassamento significativo e importante della viscosità all'aumentare del dosaggio fino a 30 mg/l, a cui corrisponde un valore minimo della viscosità pari a circa $\frac{1}{4}$ del valore iniziale prima dell'aggiunta di sali. Dopo tale minimo la viscosità risale rapidamente superando il valore di partenza.

Figura 7.8.6-Effetti del chimismo sulla viscosità del CWF (aggiunta combinazione di sali)



La presenza del sodio svolge un ruolo di mitigazione degli effetti soprattutto per quanto riguarda lo ione Ca^{++} , minore per lo ione Mg^{++} per il quale la curva relativa alla combinazione con il sodio presenta un andamento simile al caso della combinazione con il calcio sia pure con oscillazioni più contenute.

Nella combinazione $\text{Ca}^{++} + \text{Na}^+$ la viscosità tende a rimanere sostanzialmente stabile sui valori elevati iniziali con un andamento molto simile a quello riscontrato nel caso del dosaggio singolo dello ione Na^+ .

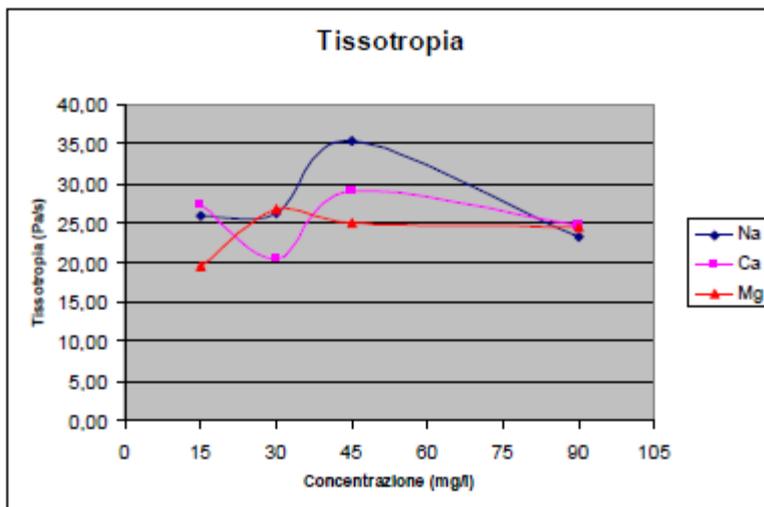
Per quanto riguarda la combinazione dei parametri stabilità e viscosità, una moderata aggiunta di sali di Ca e Mg, relativamente poco costosi, può avere effetti complessivamente interessanti sulle prestazioni del CWF.

L'azione dello ione sodio appare importante solo nel caso in cui si debba intervenire per moderare l'effetto di eccessivo rilascio di ioni Ca^{++} e Mg^{++} in soluzione, da parte dei componenti del carbone oppure già presenti nell'acqua "dura" di partenza.

Tissotropia

La tissotropia è la proprietà di certi gel, liquidi puri o sospensioni di solidi in fase acquosa che in condizioni normali di riposo sono molto viscosi, ma tendono ad assumere comportamento fluido, in funzione del tempo, quando sono sottoposti ad azioni di scuotimento, agitazione o comunque sottoposti a tensioni che ne provocano il movimento.

Figura 7.8.7-Effetti del chimismo sulla tissotropia del CWF (aggiunta singoli sali)

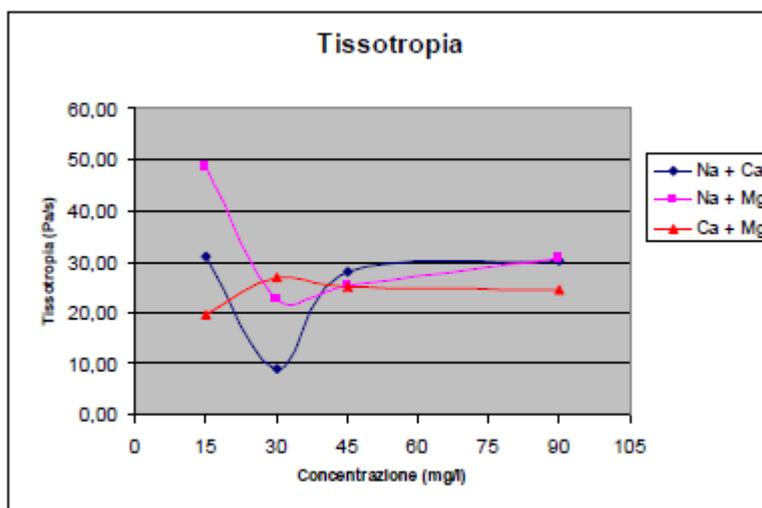


L'esame della figura 7.8.7 indica che la presenza di ioni singoli nella fase fluida del CWF non mostra avere particolare influenza sulla tissotropia, per concentrazioni di singoli sali nella soluzione di partenza superiori ai 45 mg/l mentre l'influenza è più marcata per dosaggi inferiori. Per concentrazioni dell'ordine di 90 mg/l i valori della tissotropia convergono tutti verso un unico valore, indipendentemente dal tipo di ione in soluzione. Mentre appaiono ben differenziati per concentrazioni dei sali singoli intorno a 45 mg/l con eccezione del Mg.

In questo intervallo di dosaggio lo ione Na^+ , aggiunto nella soluzione di partenza, fa aumentare la tissotropia nella misura del 40% rispetto al valore iniziale. Un effetto simile si osserva anche per lo ione Ca^{++} seppure con incremento più contenuto rispetto al valore iniziale ma considerevole rispetto al minimo osservato in corrispondenza del dosaggio di 30 mg/l.

Per quanto riguarda l'aggiunta di associazioni di sali, si nota che l'insieme magnesio + sodio produce CWF tendenzialmente più tissotropici per gli alti dosaggi (Figura 7.8.8).

Figura 7.8.8-Effetti del chimismo sulla tissotropia del CWF (aggiunta combinazione di sali)



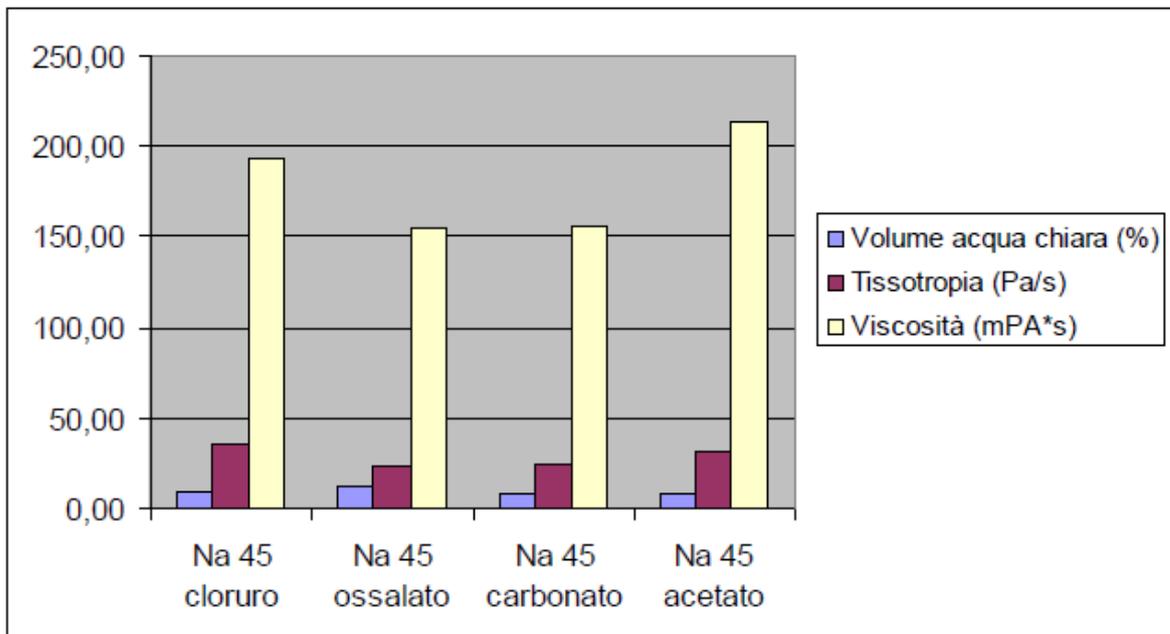
Quando si utilizzano combinazioni di sali comprendenti il sodio, si ha inoltre una forte caduta iniziale della tissotropia, che tuttavia risale al crescere del dosaggio, fino a portarsi su valori apparentemente stabili per dosaggi >45 mg/l.

La presenza dello ione Na⁺ appare comportare un certo vantaggio sulla stabilità a riposo della sospensione ma non sulla viscosità e sulla tissotropia, quando è presente in combinazione con gli altri ioni.

E' stata effettuata un'ulteriore serie di prove con l'elemento sodio aggiunto all'acqua distillata oltre che come cloruro anche come ossalato, acetato e bicarbonato con dosaggio di 45 mg/l (per confrontarle con le analoghe prove con cloruri), anche se la letteratura indica una scarsa influenza degli anioni, quando le particelle solide presentano una carica superficiale negativa, come nel caso dei carboni.

A tal proposito la figura 7.8.9 mostra una piccola variazione dei parametri reologici e di stabilità al variare del tipo di sale utilizzato. In particolare si può notare come l'ossalato e il bicarbonato producano fluidi meno viscosi e meno stabili del cloruro e dell'acetato di sodio.

Figura 7.8.9-Effetto dei differenti sali di sodio sulla stabilità, viscosità e tissotropia del CWF

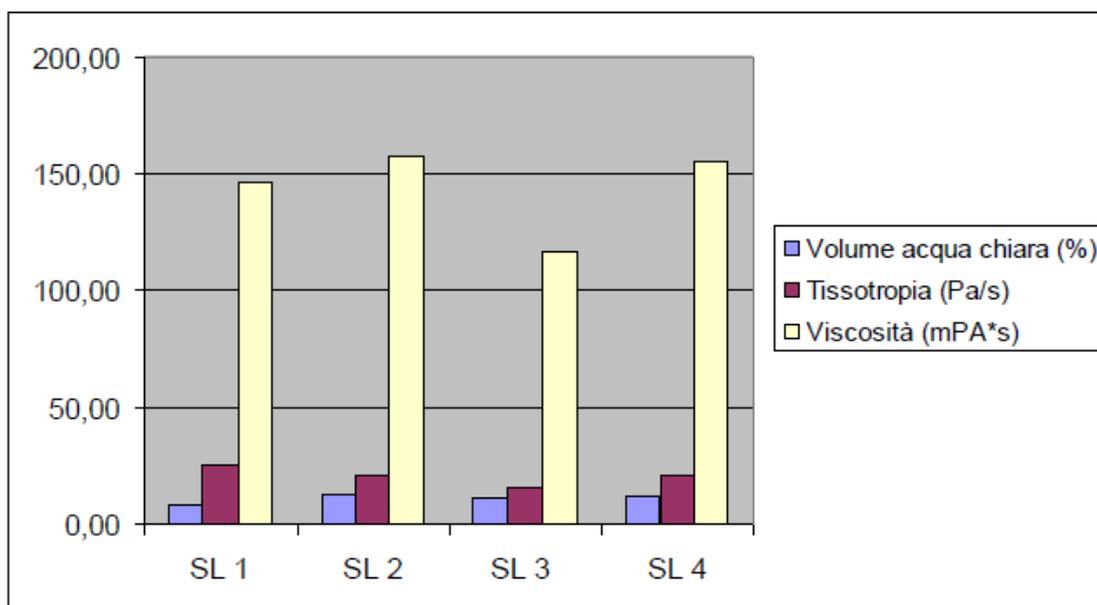


Per valutare la possibilità di utilizzo di composti a basso costo, come il carbonato di sodio e l'idrossido di calcio, in sostituzione degli agenti stabilizzanti e fluidificanti, è stata effettuata una serie di prove con le modalità illustrate in tabella 7.8.7

Tabella 7.8.7-Risultati delle prove effettuate con l'utilizzo di carbonato di sodio e idrossido di calcio

Nome del campione	Concentrazioni (g/kg carbone)	Vol H ₂ O chiara [%]	Tissotropia [Pa/s]	Viscosità [mPa*s]
SL1	Soda 0,1170 Calce 0,3060	8,89	25,43	146,67
SL2	Soda 0,0585 Calce 0,1530	12,34	20,82	158
SL3	Soda 0,2340 Calce 0,6120	11,06	14,84	117,34
SL4	Soda 0,3510 Calce 0,9180	11,82	21,54	154,67
S1	Soda 0,1170	10,4	21,45	158,33
L1	Calce 0,3060	9,6	25,26	181

Figura 7.8.10- Risultati delle prove effettuate con l'utilizzo di carbonato di sodio e idrossido di calcio



Dall'esame della tabella e della figura precedenti possono essere tratte le seguenti considerazioni:

- La stabilità non varia sensibilmente al crescere del dosaggio.
- La tissotropia diminuisce notevolmente nella prova SL3 per poi recuperare progressivamente sul valore iniziale all'aumentare del dosaggio oltre il punto di minimo.

- La viscosità segue un andamento simile a quello della tiosotropia presentando un minimo in corrispondenza dello stesso dosaggio, ma poi subendo una tendenza crescente ancora più marcata.

L'aggiunta di carbonato di sodio e idrossido di calcio all'acqua distillata, in assenza di altri additivi, stabilizzante e fluidificante, produce risultati interessanti, specialmente per quanto riguarda la viscosità, che meritano indagini più approfondite.

Problematiche nel trasporto del carbone mediante pipeline dalla miniera di Nuraxi Figus alla centrale termoelettrica di Portovesme

Il trasporto di miscele acqua carbone per mezzo di pipeline è una soluzione molto interessante in numerose applicazioni industriali, dalla combustione ai processi di gassificazione del carbone.

Il trasporto degli slurry di carbone può essere compiuto oltre che per mezzo di pipeline dedicate, in vari altri modi alternativi che vanno da quello su gomma e rotaia fino a quello via mare.

In questi sistemi un aspetto critico è rappresentato dalla stabilità degli slurry che deve essere rafforzata per minimizzare fenomeni di sedimentazione durante il trasporto.

Quando la tecnologia operativa scelta non permette il loro utilizzo diretto, gli slurry vengono deacquificati per massimizzare l'efficienza energetica e il rapporto costi-benefici del trasporto.

La fase di deacquificazione è una fase importante nei sistemi che la prevedono. Infatti se l'impianto è progettato per l'uso del carbone secco, l'acqua deve essere rimossa.

La fase di deacquificazione può essere effettuata mediante:

- Filtropresse.
- Centrifughe.
- Griglie.

La progettazione della fase di deacquificazione si basa su numerosi fattori e criteri, tra i quali si possono citare:

- La dimensione massima del carbone.
- La distribuzione granulometrica.
- Il contenuto d'acqua iniziale nel CWS.
- La reologia della miscela.
- La degradazione del carbone.
- L'uso finale del carbone.
- Il riuso, per altri utilizzi, dell'acqua recuperata.

I sistemi di pipeline per il trasporto del carbone sono stati sviluppati a partire dagli anni '50 del secolo scorso.

Possono essere suddivisi in quattro famiglie principali:

- Sistemi convenzionali a carbone fine (<1 mm)
- Sistemi convenzionali a carbone grosso (<50÷150 mm)
- CWS (<30÷150 µm)
- Flussi stabilizzati di carbone (composti da "fini" <0,2 mm e da "grossi" <50 mm)

Nei sistemi convenzionali di pipeline alimentati con slurry di carbone fine, la miscela, con un contenuto di carbone pari al 50% in peso, è opportuno che viaggi ad una velocità ottimizzata per limitare al massimo l'erosione delle tubazioni ed evitare la sedimentazione.

Nei sistemi convenzionali a carbone grosso il solido è trasportato ad alta velocità, in sospensioni che vanno dal 35% al 70% di carbone, in funzione della granulometria. In questa tipologia di trasporto in condotta il costo di preparazione della sospensione di carbone è minimo, in

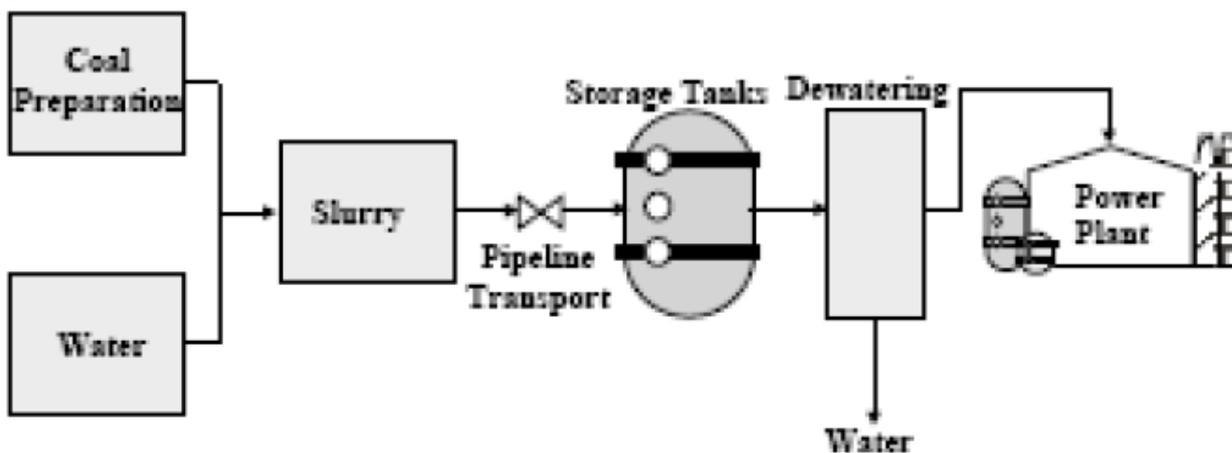
compenso occorre considerare l'alto consumo di energia per il trasporto della miscela a causa della elevata velocità necessaria per mantenere il carbone in sospensione. Pertanto questo sistema è applicabile solamente per piccole distanze dove peraltro può trovare la concorrenza di altre forme di trasporto più competitive.

Il sistema Coal Water Slurry (CWS) è l'unico progettato per l'utilizzo delle miscele direttamente in bruciatori e fornaci, senza deacquificazione. Sono caratterizzate da alte percentuali di carbone, preparato con distribuzione granulometrica bimodale o multimodale. Come già precedentemente sottolineato queste tipologie di miscela, prevedono l'uso di reattivi stabilizzanti e disperdenti.

Gli impianti a slurry di carbone a flusso stabilizzato utilizzano particelle fini in combinazione con particelle più grossolane, in modo da garantire la stabilità della miscela nel trasporto a lunga distanza. Il carbone è miscelato al fluido in percentuali intorno al 70%.

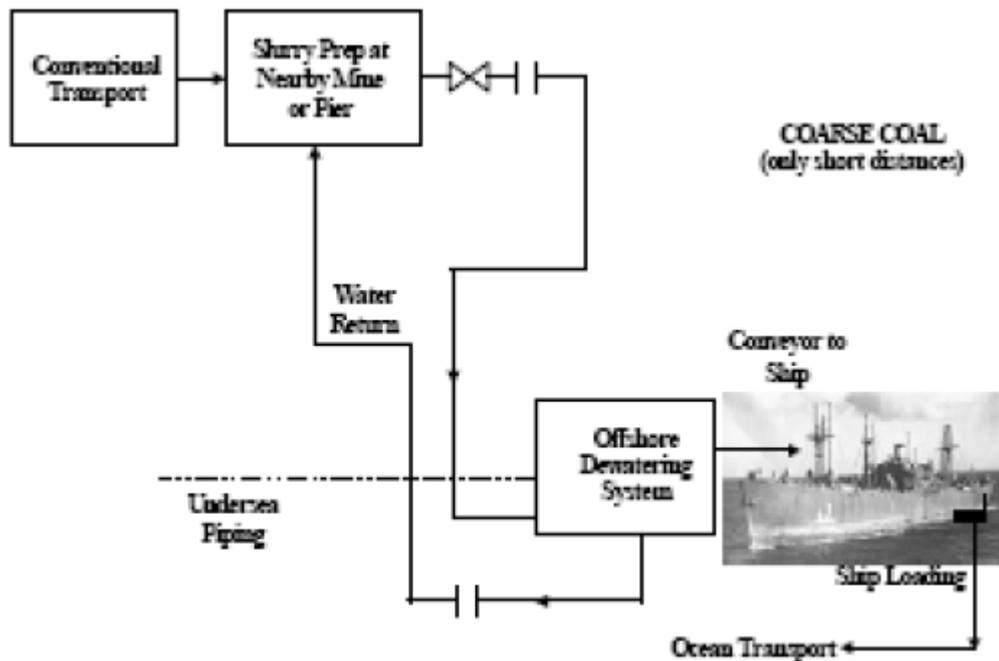
In base alla tipologia di slurry preparato, si hanno diversi schemi di trattamento alla fine della pipeline. Esempi di schemi di impianto sono mostrati nelle figure 7.9.1 e 7.9.2.

Figura 7.9.1



Schema di trasporto e utilizzo del coal water (From Hsu, B.D., Leonard, G.L., and Johnson, R.N., *J. Eng. Gas Turbines Power*, 110, 516–520, July 1988.)

Figura 7.9.2



Schema di trasporto e utilizzo del coal water con disidratazione (From Hsu, B.D., Leonard, G.L., and Johnson, R.N., J. Eng. Gas Turbines Power, 110, 516–520, July 1988.)

Il contenuto di carbone in uno slurry varia a seconda della funzione a cui è destinato. La scelta del sistema di trasporto varia da caso a caso ed è funzione della distanza e del tipo di carbone, così come le caratteristiche dell'impianto. La tabella 7.9.1, proposta da Hsu et al nel 1988, può essere utile per avere una idea generale del problema.

Tabella 7.9.1-Selezione dei sistemi di trasporto in condotta del carbone

Obiettivo	Caratteristiche del sistema		
	Lunghezza	Tipo	Scelta del sistema
<i>Rapido sviluppo</i>	< 5	Nazionale	Sistema convenzionale a carbone grosso
		Esportazione	Sistema convenzionale a carbone grosso
	50 -100	Nazionale	Sistema convenzionale a carbone fine
		Esportazione	Sistema convenzionale a carbone fine
	> 100	Nazionale	Sistema convenzionale a carbone fine
		Esportazione	Sistema convenzionale a carbone fine
<i>Bassi costi e ridotto uso di acqua</i>	< 5	Nazionale	Sistema convenzionale a carbone grosso
		Esportazione	Sistema convenzionale a carbone grosso
	50 -100	Nazionale	Flussi stabilizzati
		Esportazione	Flussi stabilizzati
	> 100	Nazionale	Flussi stabilizzati
		Esportazione	Flussi stabilizzati
<i>Utilizzo al posto dell'olio</i>	Tutte	Nazionale	CWM
		Esportazione	CWM

Durante il trasporto in pipeline il carbone subisce una degradazione. Questa degradazione, che si accentua quando sono presenti numerose curve e valvole, è un fenomeno importante nelle pipeline e deve essere presa in considerazione quando si deve calcolare la perdita di pressione.

Dagli studi presenti in letteratura si evince che la degradazione delle particelle è simile a quella che si esplica nei processi di macinazione dei solidi con mulini a sfere e con mulini a barre.

Anche la corrosione delle condotte, a causa della presenza di zolfo nel carbone, è un aspetto da non trascurare nello studio delle pipeline.

Per quanto riguarda la possibilità di fare un confronto tra la tipologia di trasporto in condotta (ipotizzando il tragitto di un'eventuale pipeline che trasporti il carbone in forma di CWS) e il trasporto via terra con mezzi pesanti, in uno scenario di distanze da percorrere dell'ordine di grandezza delle decine di chilometri, come ad esempio per il percorso effettuato dai camion che approvvigionano il carbone alla centrale di Portovesme partendo dai carbonili della Carbosulcis S.p.A. (figura 7.9.3), è necessario, oltre alla valutazione del comportamento generale in condotta ai fini della pompabilità del CWS preparato con il carbone Sulcis, anche una valutazione delle perdite di pressione, in queste determinate condizioni di trasporto.

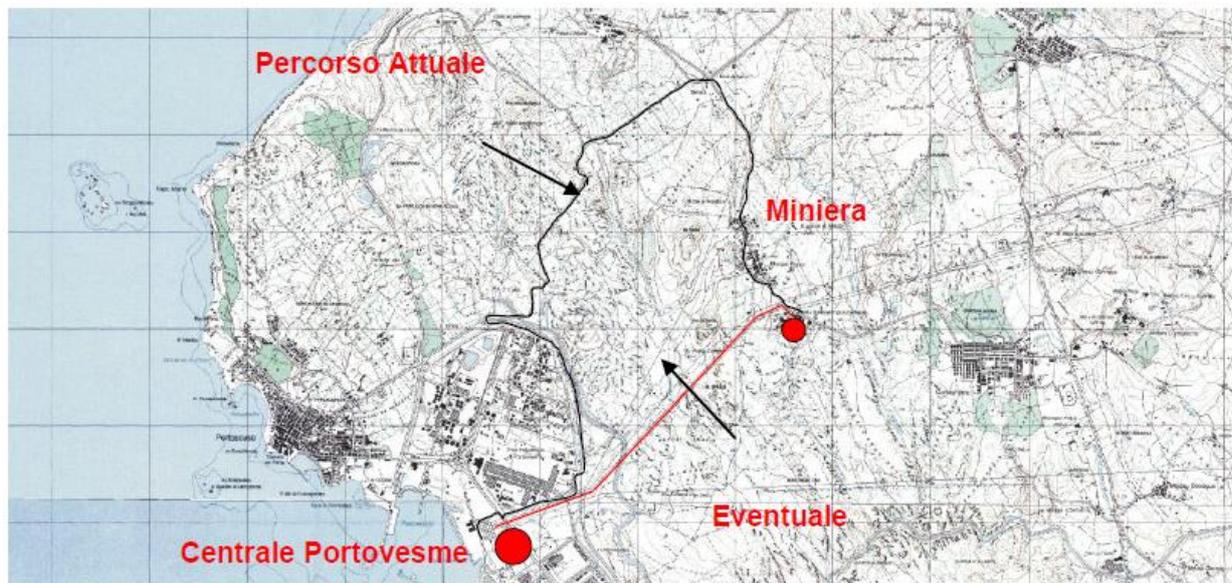
Questo studio potrà contribuire alla stima, in via almeno preliminare, dei costi e dei benefici della realizzazione di tale tipologia di pipeline e al confronto con l'attuale forma di trasporto via

terra. Sia pure tenendo conto che in passato alcune ricerche, peraltro molto datate, sconsigliavano l'adozione della pipeline per piccole distanze, risultando molto più convenienti altre forme di trasporto.

Infatti questi studi consideravano che il trasporto via pipeline necessitasse di alcune condizioni di base come ad esempio, oltre alla distanza, le caratteristiche favorevoli del terreno, la necessità di avere grandi produzioni di carbone da trasportare, la mancanza di canali navigabili prossimi territorialmente, disponibilità d'acqua a costi contenuti e altri parametri di natura economica (A technology assessment of coal slurry pipeline – United States Congress – Office of Technology Assessment 1978).

Molti di questi studi non tengono conto del progresso della tecnologia nel campo dei bruciatori per CWS e soprattutto dell'incidenza dei costi sociali ed ambientali nel mettere a confronto le varie tipologie di trasporto.

Figura 7.9.3-Rappresentazione grafica dei percorsi alternativi per il trasporto del carbone alla centrale elettrica di Portovesme



Nella immagine di figura 7.9.3 sono indicati due itinerari. Il primo, denominato percorso attuale, più lungo (circa 12 km) è quello, il secondo, più breve (circa 3 km), ipotizzato dall'impianto di trattamento della Carbosulcis fino alla centrale termoelettrica.

Il primo aspetto che è opportuno indagare è la pompabilità di miscele CWS preparate con il carbone Sulcis valutata sulla base dello studio della perdita di pressione di questo fluido combustibile in determinate condizioni di trasporto in condotta. Per questo è necessario predisporre un sistema di misurazione della caduta di pressione, perché questo parametro è assai importante per la progettazione ottimale dei sistemi di pompaggio e la minimizzazione del consumo di energia.

Occorre sottolineare che questi slurry vengono confezionati con percentuali di carbone prossime alla loro densità di "packing". In letteratura ci sono numerosi articoli, riguardanti il pompaggio dei CWS in condotta, soprattutto da parte della scuola cinese, in considerazione della significativa disponibilità di materia prima, associata alle grandi distanze tra i luoghi di estrazione e quelli di utilizzo del combustibile.

Un importante fenomeno che si verifica in questo tipo di trasporto è il cosiddetto "wall slip", che si manifesta quando, all'interfaccia tra lo slurry e il bordo della condotta, lo sforzo di taglio aumenta determinando una forte caduta di pressione (Slip flow of coal water slurries in pipelines

Liangyong Chen, Yufeng Duan *, Meng Liu, Changsui Zhao School of Energy and Environment, Southeast University, No. 2 Si Pai Lou, Nanjing 210096, China).

La spiegazione comune del “wall slip” è che in flussi con alta concentrazione di solido, come il CWS, si genera in corrispondenza della parete un sottile strato bifasico molto fluido in cui la concentrazione di solido e la viscosità hanno valori molto più bassi rispetto a quelli del fluido lontano dalla parete. Si determina in questo modo un gradiente di velocità tra queste due regioni del fluido che provoca uno slittamento della parte più densa. Non considerare questo fenomeno, come dimostrato da numerosi studi, porta a sottostimare la viscosità e il gradiente di pressione.

La comminuzione del carbone Sulcis con l’assistenza dei getti d’acqua ad alta pressione

Si è verificata l’efficacia del contributo dei getti d’acqua ad alta velocità (water jet) sulla macinazione del carbone proveniente dal bacino del Sulcis, in vista della preparazione di sospensioni di carbone in acqua, utilizzando un frantoio rotativo H.E.R.A. (acronimo di High Energy Reduction Apparatus), progettato per la specifica applicazione ed installato presso i laboratori del Dipartimento di Ingegneria Civile, Ambientale e Architettura dell’Università di Cagliari.

Abbiamo già sottolineato che la corretta distribuzione granulometrica del carbone e l’aggiunta di una piccola quantità di uno o più additivi conferiscono alla miscela acqua-carbone caratteristiche di fluidità e stabilità tali da poter essere manipolata, trasportata in condotta, stoccata anche per tempi prolungati e bruciata sostituendo un olio combustibile pesante, nei sistemi per la produzione di energia, utilizzando combustori di tipo tradizionale.

Si è visto che per la massimizzazione dell’efficienza energetica, in fase di combustione, deve essere garantita un’elevata concentrazione del solido rispetto all’acqua e che per l’ottenimento di una miscela stabile occorre inoltre macinare il carbone in modo da conferirgli una composizione granulometrica di tipo bimodale

Le informazioni disponibili in letteratura indicano come dimensione massima delle particelle valori compresi tra 150 e 500 μm . La dimensione media deve essere intorno a 10-20 μm , mentre la massa con una dimensione -74 μm deve essere presente con una percentuale maggiore dell’80 %. I finissimi devono essere pari a circa il 10 %.

Tuttavia, se il requisito della stabilità diventa meno importante, si può pensare di preparare la sospensione utilizzando un carbone macinato a dimensioni più grossolane rispetto a quelle di un coal-water convenzionale, con il vantaggio di privilegiare la fluidità e ridurre il costo unitario di macinazione.

La comminuzione dei minerali è spesso un’operazione dispendiosa e ad alto impegno energetico, soprattutto alle dimensioni fini.

In questo contesto prospettive interessanti possono essere offerte dai metodi innovativi di comminuzione basati sull’uso dei getti d’acqua ad alta velocità, il cui potenziale di disgregazione, come ben noto, è già correntemente utilizzato per svariate operazioni quali il taglio di diversi materiali, lo scavo delle rocce e la pulitura industriale.

L’azione disgregatrice del getto d’acqua può indurre nei materiali sollecitazioni di trazione alle quali le sostanze di natura minerale, soprattutto se interessate da porosità permeabili, oppongono minore resistenza.

Tuttavia, a causa delle difficoltà nel rendere praticamente applicabile alla comminuzione dei solidi le tecniche basate unicamente sull’impiego di energia idraulica, è stata sperimentata con indicazioni interessanti la soluzione consistente nella combinazione dell’energia meccanica, normalmente utilizzata nelle macchine di macinazione tradizionali, con l’energia idraulica trasferita mediante getto d’acqua in rapporto sinergico.

Il processo water jet è basato sull'utilizzo di getti d'acqua ad elevatissima pressione e velocità. Il getto è ottenuto facendo passare l'acqua attraverso un ugello realizzato con materiali ad elevata durezza e avente foro di uscita con diametro generalmente compreso tra 0,1 mm e 0,6 mm. La pressione dell'acqua può variare da circa 200 MPa a 400 MPa e la velocità di uscita da 500 m/s a 900 m/s.

Le principali variabili operative sono:

- la pressione e la portata del getto;
- la distanza di impatto dall'orificio d'uscita dell'ugello (stand-off distance);
- il tempo di permanenza del getto nel punto di impatto;
- l'inclinazione e il verso di avanzamento del getto.

La potenza idraulica sviluppata W è data da:

$$W = P Q$$

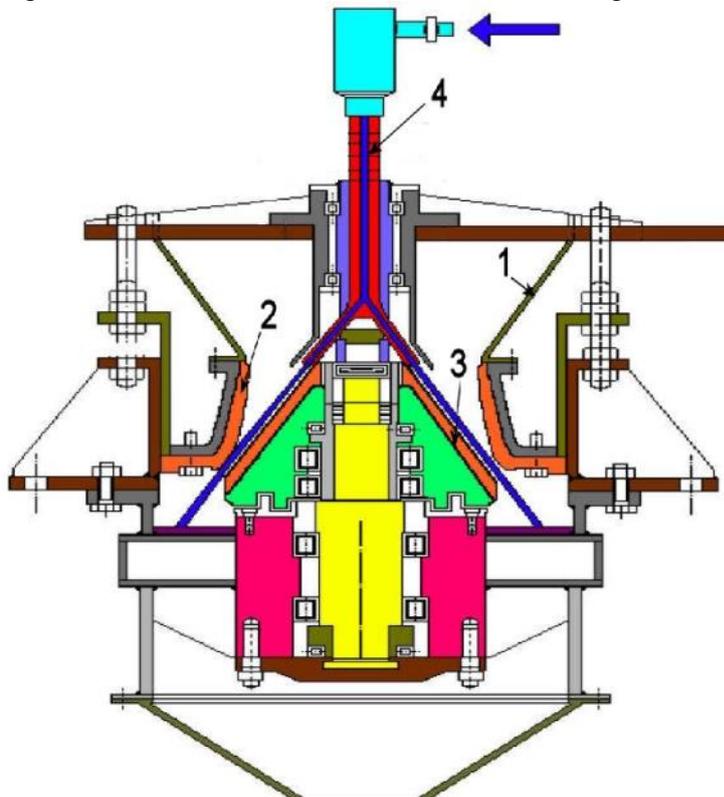
dove Q è la portata di acqua e P la pressione.

La portata in uscita dipende essenzialmente dal diametro dell'ugello e dal valore della pressione. Il frantoio rotativo H.E.R.A. è una macchina di comminazione concepita e realizzata per la macinazione dei minerali con azione sinergica di getti d'acqua ad alta velocità, rotanti.

La simmetria della camera di macinazione intorno a un asse verticale, rappresenta la soluzione più semplice per l'applicazione dei getti d'acqua in combinazione con l'energia meccanica.

I componenti principali del mulino HERA, sono rappresentati in figura 7.10.1.

Figura 7.10.1-Schema del frantoio rotativo con getti rotanti (H.E.R.A.)



- (1) indica il cono di carico
(2) indica la campana

- (3) indica il mantello
 (4). indica la lancia rotante con i due ugelli

I due ugelli sono applicati all'estremità della lancia tramite una terminazione a Y rovesciato e ruotano alla stessa velocità di rotazione del mantello, al quale sono solidalmente collegati, e sono posizionati su una piano verticale perpendicolare a quello passante per il diametro congiungente i punti di regolazione minima e massima tra campana e mantello.

Il Dmax accettabile per l'alimentazione è pari a circa 40 mm.

Il frantoio dispone di un sistema di regolazione da cui dipende la pezzatura del prodotto.

I parametri considerati per valutare la bontà della comminuzione assistita da water jet sono stati: la pressione di generazione del getto, la dimensione e la portata degli ugelli, l'energia specifica.

Sono state effettuate prove di macinazione a secco (senza l'ausilio del water jet) ed a umido (con l'ausilio del water jet), in modo da evidenziare l'influenza dei diversi parametri e della preparazione preliminare del carbone (macinazione con o senza saturazione con acqua dei campioni di alimentazione).

Il carbone Sulcis utilizzato (classificato come "carbone sub-bituminoso a lunga fiamma", secondo la norma americana ATSM D 338), di pezzatura variabile compresa tra 5 e 10 cm, con alcuni elementi di dimensione maggiore di 15 cm, è stato cernito a mano.

La sottostante tabella riporta le caratteristiche tipiche del carbone utilizzato.

Tabella 7.10.1-Caratteristiche tipiche del carbone Sulcis (analisi immediate, tenore in zolfo, e Potere Calorifico Inferiore)

Umidità	10,5 %
Materie volatili	39 %
Ceneri	16 %
Carbonio fisso	52,5 %
Zolfo	6,06 %
Potere Calorifico Inferiore - Hi [kcal/kg]	5000 - 6000

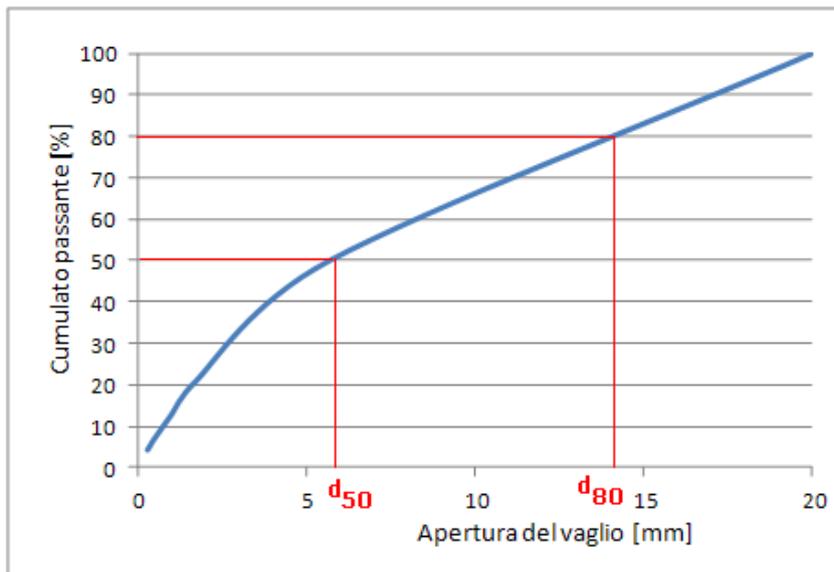
Il carbone è stato frantumato, utilizzando un frantoio a mascelle a semplice effetto in circuito chiuso con un vaglio di controllo a maglia quadra di lato 20 mm. Il materiale così ottenuto è stato suddiviso in campioni di circa 3 kg ciascuno, peso ritenuto sufficiente per una buona rappresentatività dei risultati.

Nel grafico di figura 7.10.2 è riportata l'analisi granulometrica del carbone frantumato sotto 20 mm, eseguita mediante setacciatura a secco.

I valori del d50 e del d80 sono rispettivamente pari a 5,7 e 14,1mm.

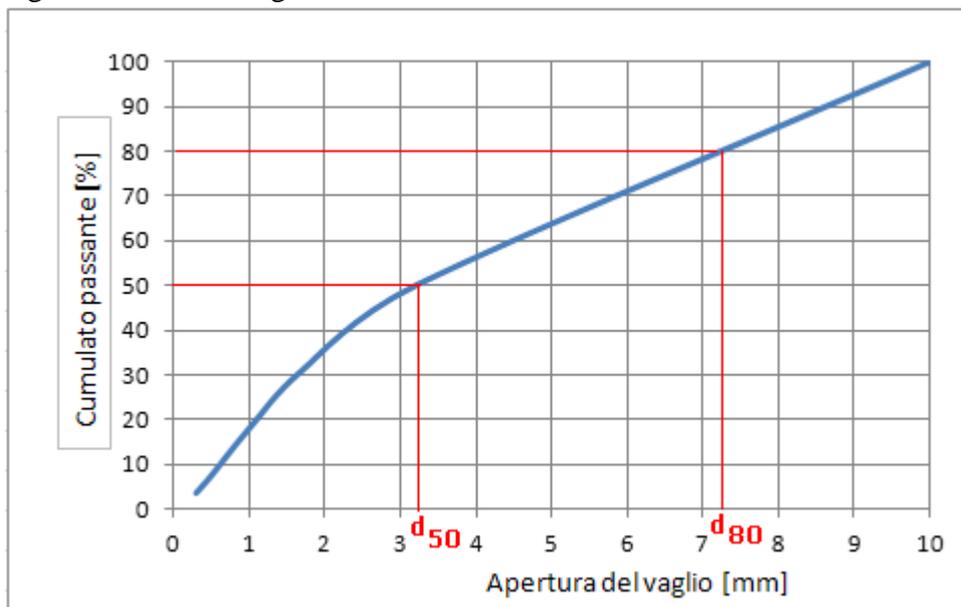
In fase di valutazione dei risultati delle successive prove di macinazione, i dati relativi all'analisi granulometrica dei campioni macinati nelle diverse condizioni operative sono stati confrontati con i dati relativi ai campioni di alimentazione, in modo da determinare i riferimenti numerici tipici delle operazioni di comminuzione quali il parametro di tendenza centrale, rappresentato dal valore del d50, e il parametro di dispersione, rappresentato dal rapporto (d75-d25)/d50.

Figura 7.10.2-Curva granulometrica del carbone frantumato sotto 20 mm



Per le prove è stata inoltre preparata un'alimentazione -10 mm.
 In figura 7.10.3 è riportata la distribuzione granulometrica del carbone frantumato con top size 10 mm.
 I valori del d50 e del d80 sono rispettivamente 3,2 e 7,3mm.

Figura 7.10.3-Curva granulometrica del carbone frantumato sotto 10 mm



Con i campioni -20mm sono state effettuate due serie di prove: la prima a secco facendo variare la portata di alimentazione alla macchina, la seconda applicando l’azione sinergica dei getti d’acqua, mantenendo le stesse condizioni operative, al fine di quantificare il contributo dell’energia idraulica.

Al termine di ciascuna prova il prodotto, previa essiccazione nel caso delle prove con sinergia water jet, è stato, pesato e sottoposto ad analisi granulometrica.

I parametri considerati, nel caso delle prove “a umido”, sono stati: la portata di alimentazione, la pressione di generazione dei getti d’acqua, il diametro degli ugelli e quindi la portata idraulica dei getti.

Per ciascuna prova è stata determinata la capacità di trattamento misurando la portata di solido allo scarico.

Il piano di prove della prima fase sperimentale è schematizzato nella seguente tabella 7.10.2.

Tabella 7.10.2-Quadro delle prove della prima fase del piano sperimentale

SIGLA	Diam. Ugello [mm]	Pressione [MPa]	Granulometria alimentazione
PROVA 1 S	-	-	< 20 mm
PROVA 1 WJ	0,8	50	< 20 mm
PROVA 2 WJ	0,8	100	< 20 mm
PROVA 3 WJ	0,8	150	< 20 mm
PROVA 4 WJ	0,5	100	< 20 mm
PROVA 5 WJ	0,5	150	< 20 mm
PROVA 6 WJ	0,5	180	< 20 mm

La seconda fase del programma era rivolta a confermare sperimentalmente la possibilità di migliorare le prestazioni del sistema ricorrendo a un trattamento preliminare di impregnazione del carbone con acqua.

Le relative prove sono state effettuate, oltre che sul materiale frantumato sotto 20 mm, anche su campioni di granulometria più fine (<10 mm).

Il piano della seconda fase di prove è schematizzato nella tabella 7.10.3.

Tabella 7.10.3- Quadro delle prove della seconda fase del piano sperimentale

SIGLA	Diam. Ugello [mm]	Pressione [MPa]	Granulometria alimentazione
PROVA 2 S	-	-	< 10 mm
PROVA 7 WJ	0,5	100	< 10 mm
PROVA 8 WJ	0,5	100	< 20 mm

Con riferimento ai parametri geometrici del mulino le regolazioni sono state le seguenti: eccentricità 1,00 mm; corsa 1,24 mm; oscillazione dell'apertura di scarico tra 1,00 e 2,07 mm.

La scelta è stata dettata dall'obiettivo di limitare a circa 2 mm la dimensione massima degli elementi del prodotto macinato.

La tabella 7.10.4 riassume le condizioni operative adottate nella prima fase sperimentale.

Tabella 7.10.4-Quadro delle condizioni operative adottate nelle prove sul materiale tal quale

SIGLA	CONDIZIONI OPERATIVE				
	Diam. Ugello [mm]	Pressione [MPa] *	Portata H2O [l/min]	Potenza idr. [kW]	Granul. alim.
PROVA 1 S	-	-			< 20 mm
PROVA 1 WJ	0,8	50	8,5 x 2	14	< 20 mm
PROVA 2 WJ	0,8	100	12,0 x 2	40	< 20 mm
PROVA 3 WJ	0,8	150	14,7 x 2	74	< 20 mm
PROVA 4 WJ	0,5	100	4,7 x 2	16	< 20 mm
PROVA 5 WJ	0,5	150	5,7 x 2	29	< 20 mm
PROVA 6 WJ	0,5	180	6,3 x 2	38	< 20 mm

La velocità del getto d'acqua in m/s, per le diverse condizioni operative, è riportata nella tabella 7.10.5.

Tabella 7.10.5-Velocità del getto d'acqua alle diverse condizioni operative

DIAMETRO UGELLO [mm]	PRESSIONE [MPa]			
	50	100	150	180
0,5		435	532	583
0,8	307	435	532	

Prove di macinazione “a secco”

Al fine di mettere in evidenza il contributo dei getti d'acqua sui risultati dell'operazione di macinazione, è stata effettuata una prima serie di prove di macinazione a secco sul materiale frantumato sotto 20 mm, utilizzando solo l'energia meccanica, nelle stesse condizioni operative previste per le successive prove di macinazione con sinergia water jet.

Per tutte le prove, il tempo di scarico (intorno a 70 s) è risultato essere più lungo del tempo di alimentazione al mulino (circa tre volte maggiore, per campioni di circa 3 kg).

Per stimare la possibile influenza sulla capacità di trattamento della granulometria dell'alimentazione sono state effettuate alcune ulteriori prove sui campioni con top-size -10 mm, senza riscontrare variazioni significative riguardo la composizione granulometria dei prodotti, mentre per quanto concerne la portata in uscita risulta essere quasi doppia.

La portata allo scarico (capacità di trattamento), a parità di eccentricità e di velocità di rotazione, dipende essenzialmente dall'apertura allo scarico del mulino.

Prove di macinazione “water jet-assistita”

In queste prove i parametri studiati sono stati la pressione dell'acqua e il diametro degli ugelli. La pressione è stata fatta variare da 50 a 180 MPa, e sono stati utilizzati ugelli con diametro 0,8 mm e 0,5 mm.

Anche in questo caso, al fine di valutare la capacità di trattamento effettiva, per ogni prova si sono misurati sia il tempo di alimentazione sia quello di scarico dal mulino.

I diagrammi seguenti confrontano le analisi granulometriche relative ai prodotti della macinazione a secco e della macinazione assistita da getti d'acqua, per le alimentazioni -20 mm e -10 mm.

Figura 7.10.4-Confronto tra macinazione a secco e macinazione water jet. Diametro ugello 0,8mm

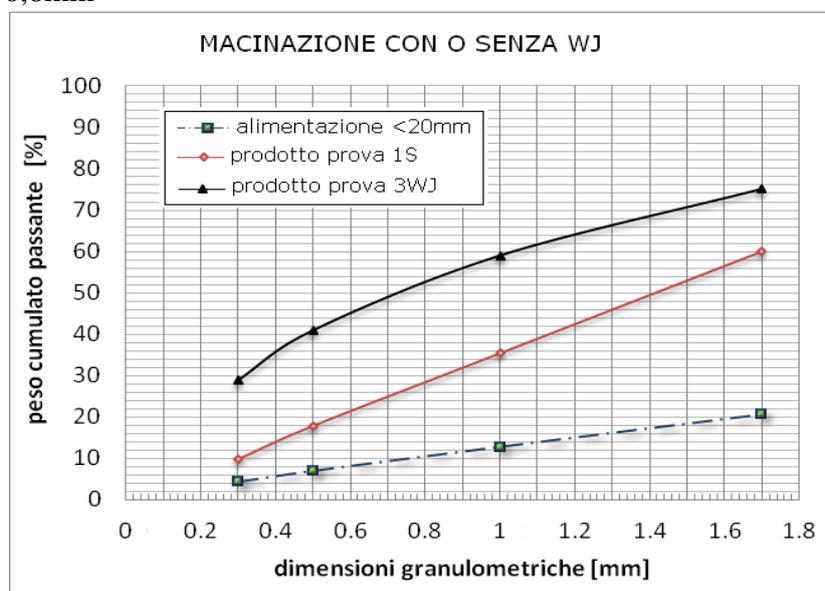


Figura 7.10.5-Confronto tra macinazione a secco e macinazione water jet. Diametro ugello 0,8mm

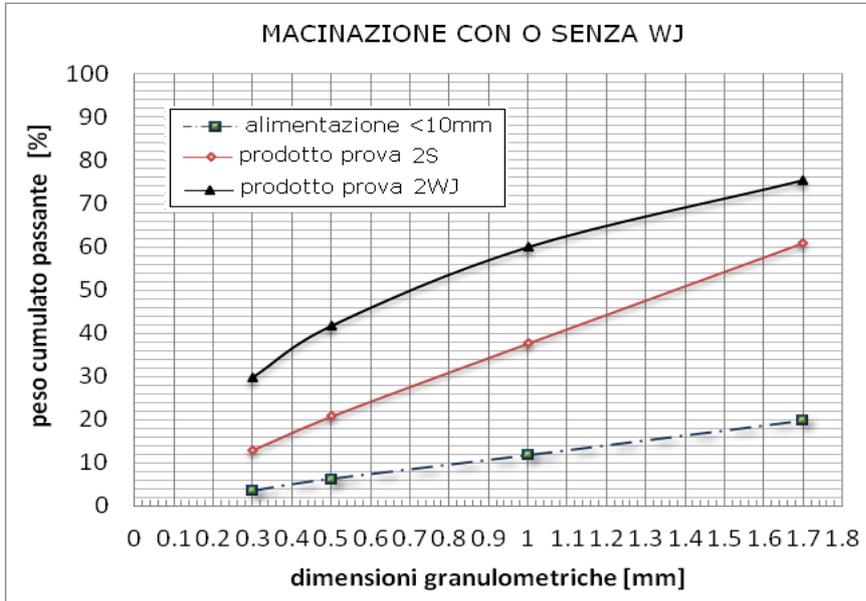


Figura 7.10.6-Influenza della pressione sul grado di finezza della macinazione. Diametro ugello 0,8mm. Granulometria alimentazione <20mm

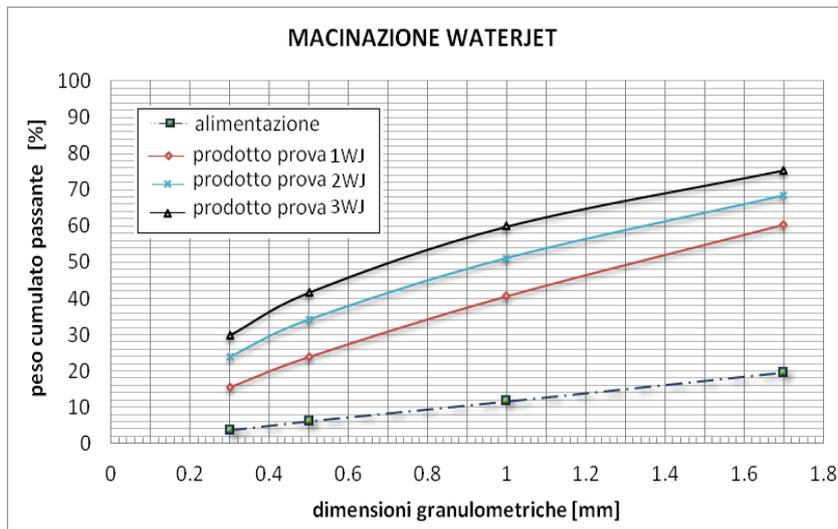
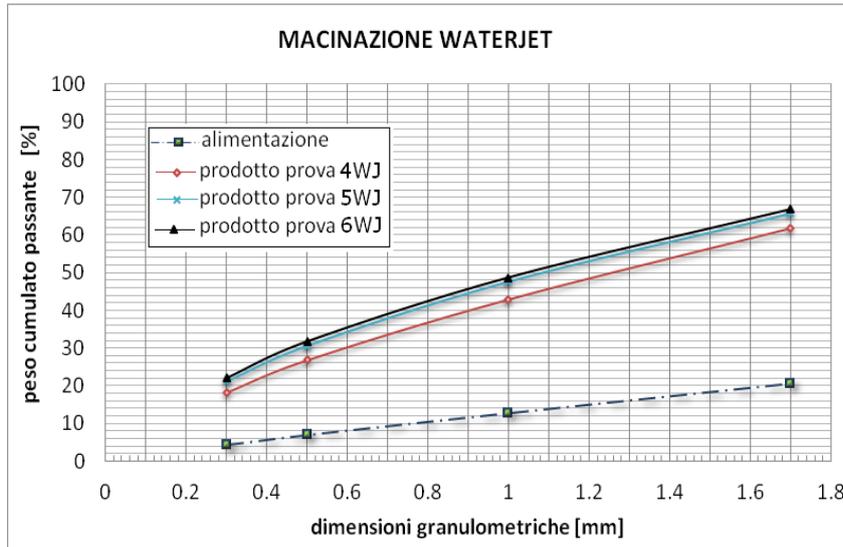


Figura 7.10.7-Influenza della pressione sul grado di finezza della macinazione. Diametro ugello 0,5mm. Granulometria alimentazione <20mm



Nelle prove di macinazione water jet assistita, a parità di potenza dei getti d'acqua, si è riscontrata in analogia con le prove a secco, una scarsa influenza della portata di alimentazione sulla portata di solido allo scarico, assunta, come già detto, rappresentativa della capacità di trattamento della macchina.

Si evidenzia comunque, per le prove ad umido, un passaggio più rapido nel mulino rispetto al caso della macinazione a secco.

Per una potenza idraulica pari a 14 kW (prova 1WJ) la capacità di trattamento, ottenuta dividendo il peso del campione per il tempo misurato allo scarico, è risultata pari a 5,4 kg/min, circa due volte maggiore di quella relativa al funzionamento a secco. La proporzione di fini è maggiore rispetto alla macinazione a secco a causa dell'azione di urto dei getti d'acqua.

Al crescere della potenza idraulica (prova 2WJ, potenza idraulica 40 kW) la capacità di trattamento è pari a 7,3 kg/min (2,8 volte maggiore rispetto alla prova a secco). La proporzione di fini risulta ulteriormente aumentata in conseguenza della più alta potenza del getto e continua a crescere all'aumentare della potenza idraulica dei getti (prova 3WJ).

Anche la capacità di trattamento aumenta sia pure in misura marginale rispetto all'incremento di potenza.

Si osserva che le prove 1WJ (diametro degli ugelli pari a 0,8 mm) e 4WJ (diametro degli ugelli pari a 0,5 mm) presentano un valore confrontabile della potenza idraulica (intorno a 15 kW) e forniscono prodotti con granulometria simile; altrettanto succede per le prove 2WJ e 6WJ con potenza idraulica di circa 39 kW.

Si constata comunque che a parità di potenza idraulica, utilizzando gli ugelli di diametro 0,5 mm, la capacità di trattamento risulta inferiore a quella ottenuta con gli ugelli di diametro 0,8 mm, in quanto la superiore portata d'acqua genera una maggiore forza di trascinamento verso il basso del materiale presente nella camera di comminazione.

Anche nel caso degli ugelli da 0,5mm, all'aumentare della pressione si riscontra un incremento della capacità di trattamento.

Correlazione tra energia specifica e capacità di trattamento

I seguenti grafici riportano l'andamento dei valori dell'energia specifica E_s relativi alla macinazione ad umido in funzione della capacità di trattamento e della pressione, per i due diametri degli ugelli e per le due granulometrie di alimentazione (figure da 7.10.8 a 7.10.11).

Figura 7.10.8-Confronto energia specifica E_s in funzione della capacità di trattamento per diversi livelli di pressione. Diametro ugello: 0,8mm

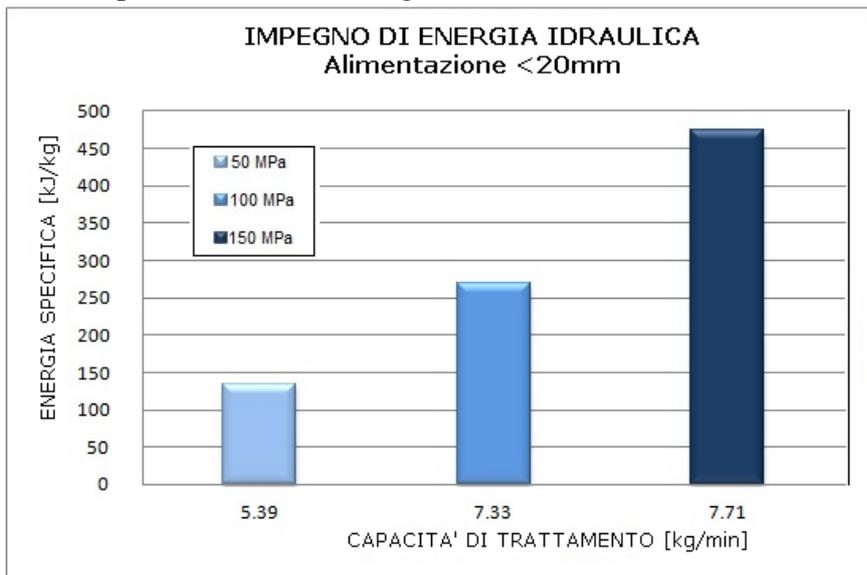


Figura 7.10.9-Confronto energia specifica E_s in funzione della capacità di trattamento per diversi livelli di pressione. Diametro ugello: 0,5mm

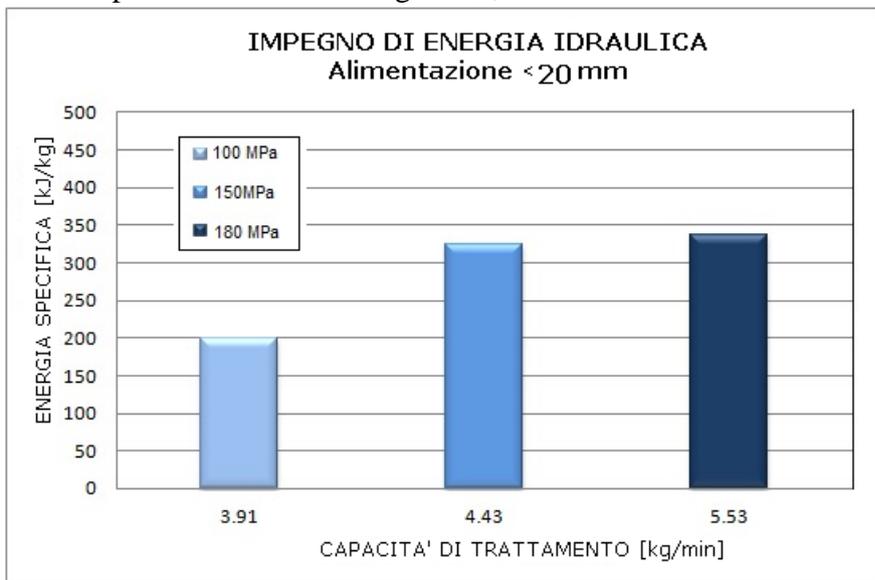


Figura 7.10.10-Confronto energia specifica E_s in funzione della capacità di trattamento per diversi livelli di pressione. Diametro ugello: 0,8mm

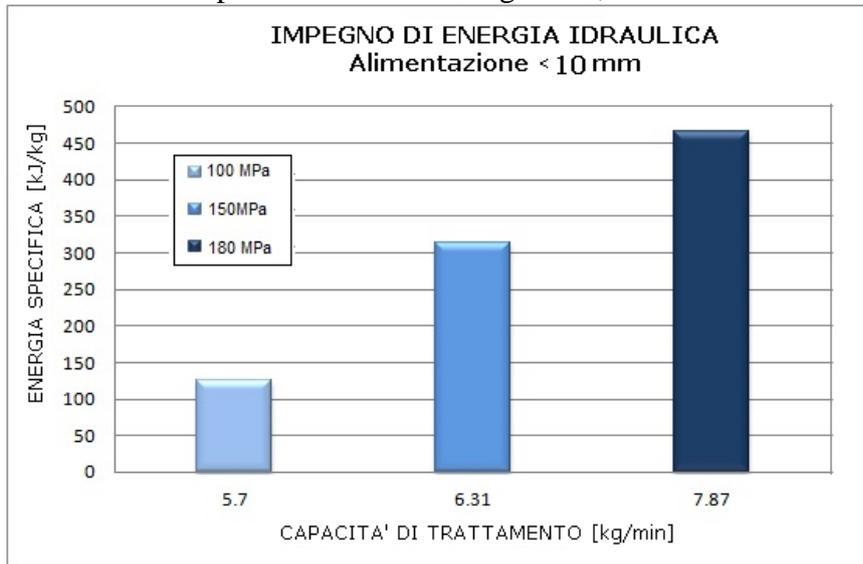
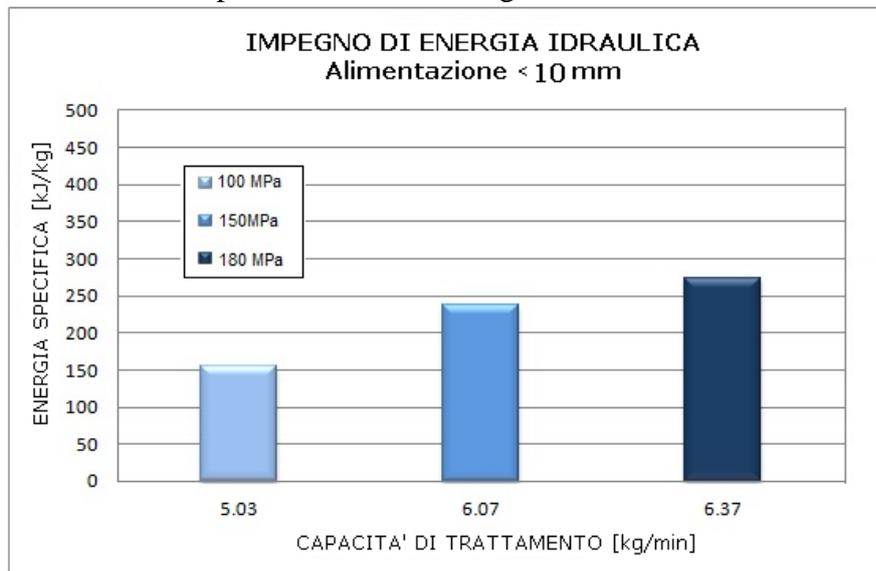


Figura 7.10.11-Confronto energia specifica E_s in funzione della capacità di trattamento per diversi livelli di pressione. Diametro ugello: 0,5mm



Dall'esame dei grafici si evidenzia che:

- l'energia specifica aumenta con la pressione in maniera quasi proporzionale;
- a parità di pressione, l'energia specifica aumenta all'aumentare del diametro degli ugelli, anche se, all'aumentare del diametro dell'ugello, si ottiene una maggiore capacità di trattamento;
- nel caso degli ugelli da 0,8 mm, la granulometria del materiale in ingresso non determina sensibili variazioni dell'energia specifica consumata con la macinazione water jet, questo non si verifica utilizzando gli ugelli da 0,5 mm.

Naturalmente, accanto all'energia idraulica, occorre considerare anche l'energia meccanica richiesta per far funzionare la macchina a vuoto e per contribuire all'effettivo lavoro di comminazione.

Influenza dell'umidità del carbone

Dagli studi effettuati nel passato sul meccanismo di azione del taglio dei materiali geologici mediante getto d'acqua si è evidenziato che quando una roccia è satura d'acqua la velocità di disgregazione aumenta sensibilmente rispetto a quella relativa al materiale tal quale e che questa differenza nella velocità di disgregazione tende ad attenuarsi nel campo delle pressioni elevate.

Pertanto in questa fase del programma sperimentale le prove sono state effettuate alimentando il mulino con campioni di carbone preventivamente imbevuti d'acqua.

Per consentire il confronto dei risultati ottenuti nella comminazione nelle due condizioni, con o senza impregnazione preventiva con acqua del carbone frantumato sotto 10 mm, è stata eseguita una prova di macinazione aggiuntiva su un campione "non impregnato", identificata con la sigla "Prova 9WJ", alle stesse condizioni operative adottate per la corrispondente prova 8WJ su carbone saturo di acqua. Le relative curve granulometriche sono riportate nelle figure 7.10.12 e 7.10.13

Figura 7.10.12 Influenza dell'impregnazione con acqua sul grado di finezza del prodotto. Granulometria alimentazione <10m. Pressione 100MP. Diametro ugello 0,5mm.

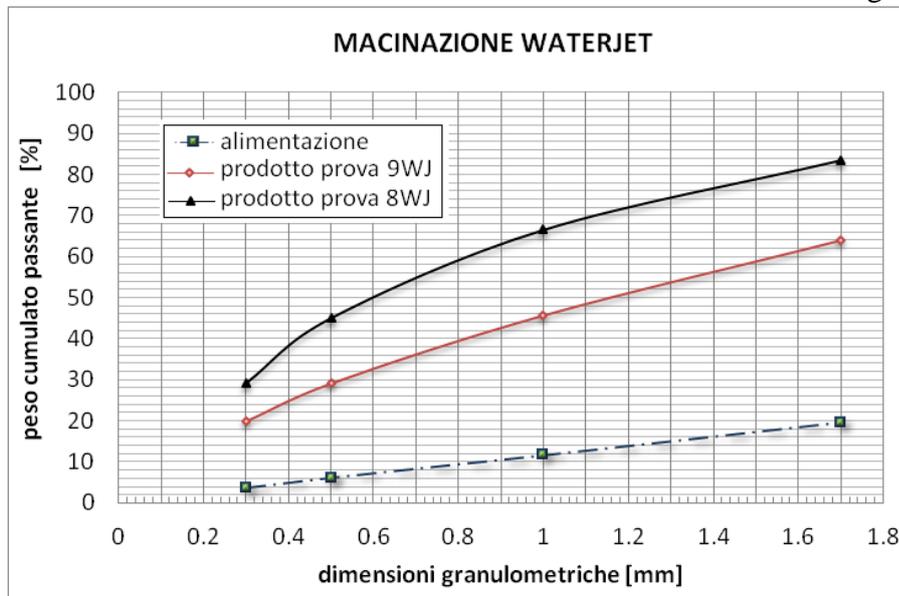
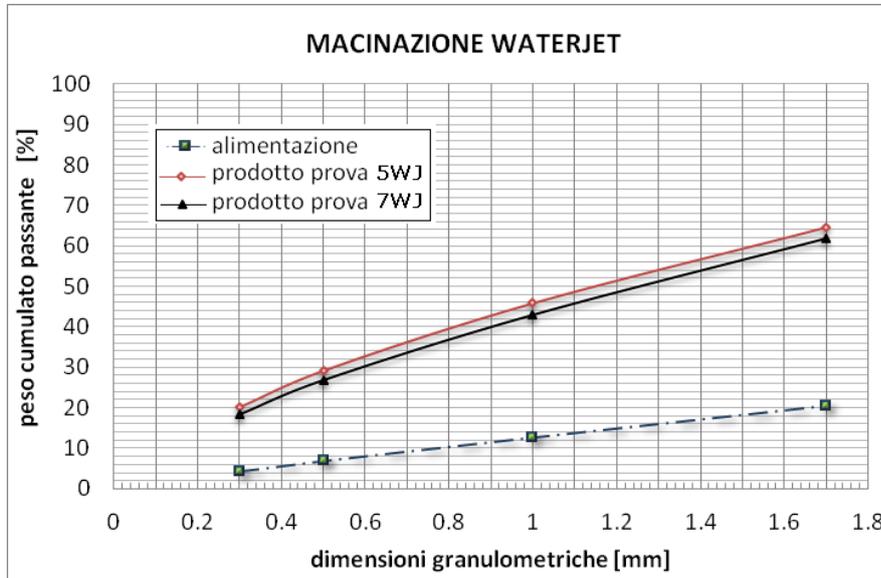


Figura 7.10.13-Influenza dell'impregnazione con acqua sul grado di finezza del prodotto. Granulometria alimentazione <20mm. Pressione 100MPa. Diametro ugello 0,5mm.



Si evince che l'impregnazione produce effetti marcati sul campione frantumato alla dimensione - 10 mm mentre il fenomeno è meno evidente nel caso del campione frantumato a -20 mm.

Il fatto che gli effetti positivi del trattamento di impregnazione sul materiale utilizzato siano stati riscontrati soprattutto nel caso della granulometria di frantumazione più fine (-10 mm) è interpretabile considerando che il singolo grano di carbone colpito dal getto ha una sua porosità, prevalentemente sotto forma di discontinuità di tipo planare (microfratture e clivaggi) che risulteranno riempite d'acqua per effetto del fenomeno di imbibizione.

Quando il getto colpisce una zona saturata d'acqua, applica una pressione che si distribuisce all'intero liquido contenuto negli interstizi, trasmettendo una forte pressione sulle pareti delle discontinuità, con conseguente più efficace rottura del grano, rispetto al caso di porosità riempita di aria.

Un grano grosso ed uno fine immersi nell'acqua si impregnano in misura diversa rispetto al volume totale del grano. Ipotizzando che l'impregnazione in entrambi i casi interessi lo strato prossimo alla superficie dei grani, la proporzione del volume del grano interessato dall'impregnazione risulterà minore per il grano grosso rispetto al grano più fine, facendo sì che un grano fine saturo d'acqua risponda meglio alla sollecitazione del getto in pressione.

I vantaggi offerti dall'imbibizione preliminare potrebbero essere ulteriormente migliorati attraverso idonee azioni atte a favorire il processo di impregnazione, accorciando i tempi necessari e/o incrementando la quantità di acqua assorbita fino a completa saturazione della porosità del carbone.

Tali azioni potrebbero consistere in:

- trattamenti termici per favorire un ampliamento della dimensione dei vuoti all'interno del solido;
- eliminazione dei gas sotto vuoto;
- impregnazione per immersione in acqua sotto pressione.

E' interessante notare che la torbida, derivante dalla macinazione del materiale preliminarmente impregnato con acqua, presenta valori di percentuale di carbone non molto discosti da quelli idonei per una sospensione di fluidità adatta per una movimentazione in condotta.

Le tabelle seguenti riportano i parametri descrittivi della granulometria dei prodotti delle prove a secco, dei prodotti ottenuti in condizioni normali di umidità dei campioni e dei prodotti ottenuti previa saturazione con acqua delle alimentazioni.

Tabella 7.10.6-Parametri riassuntivi della granulometria dei prodotti delle prove a secco

MACINAZIONE A SECCO	d25 [mm]	d50 [mm]	d75 * [mm]	n	θ
Prova 1S	0,71	1,43	2,39	4,01	1,17
Prova 2S	0,57	1,33	1,95	2,41	1,1

*Valori sovrastimati ottenuti per estrapolazione lineare

Tabella 7.10.7-Parametri riassuntivi della distribuzione granulometrica dei prodotti ottenuti in condizioni normali di umidità dei campioni

MACINAZIONE WATERJET	d25 [mm]	d50 [mm]	d75 [mm]	n	θ
Prova 1 WJ	0,50	1,28	2,04	4,45	1,20
Prova 2 WJ	0,37	1,00	1,87	5,70	1,5
Prova 3 WJ	0,24	0,71	1,69	8,03	2,04
Prova 4 WJ	0,46	1,14	2,01	5,01	1,4
Prova 5 WJ	0,38	1,07	1,77	5,33	1,30
Prova 6 WJ	0,35	1,03	1,89	5,53	1,50

Tabella 7.10.8-Parametri riassuntivi della distribuzione granulometrica dei prodotti ottenuti previa saturazione con acqua dei campioni

MACINAZIONE WATERJET	d25 [mm]	d50 [mm]	d75 [mm]	n	θ
Prova 7WJ	0,41	1,12	1,90	5,09	1,3
Prova 8WJ	0,27	0,60	1,35	5,33	1,8

L'esame delle precedenti tabelle suggerisce le seguenti considerazioni:

- il d_{50} diminuisce all'aumentare della pressione di generazione del getto utilizzando ugelli di diametro 0,8 mm, mentre non è praticamente influenzato dalla pressione passando al diametro 0,5 mm;
- l'effetto dell'impregnazione preliminare del carbone è molto evidente per la prova con il campione frantumato sotto 10 mm, mentre è praticamente trascurabile per il campione di granulometria -20 mm;
- per i campioni non impregnati l'indice di dispersione cresce con la pressione (aumenta la proporzione dei fini),
- l'indice di dispersione aumenta, a parità di potenza dei getti (16 kW), passando dall'alimentazione -20 mm a quella -10 mm, nel caso dei campioni impregnati;
- il rapporto di riduzione D_{50}/d_{50} cresce sensibilmente all'aumentare della pressione con l'ugello di diametro 0,8 mm;
- il rapporto di riduzione si mantiene invece praticamente costante con l'ugello da 0,5 mm, per le alimentazioni non impregnate.

I valori del rapporto di riduzione sono risultati molto bassi rispetto ai livelli conseguiti normalmente con le operazioni industriali di macinazione primaria per l'ottenimento di analoghi gradi di finezza. Questo dipende dal fatto che per le prove sono stati utilizzati campioni frantumati con granulometria molto minore rispetto a quella massima accettabile dal modello di mulino H.E.R.A., quantificabile, come già evidenziato, in 40 mm.

E' pertanto ragionevole ipotizzare che il rapporto di riduzione possa raggiungere valori almeno doppi, alimentando la macchina con materiali frantumati alla granulometria massima consentita, senza pregiudicare la qualità dei prodotti, salvo il caso delle prove in condizioni di saturazione con acqua dei campioni, per le quali si è registrata una grande sensibilità a variazioni della granulometria dell'alimentazione.

Prospettive di applicazione della tecnologia H.E.R.A. per la preparazione di miscele coal-water

La granulometria del prodotto di H.E.R.A., dell'ordine di grandezza del millimetro, corrisponderebbe molto bene a quella idonea, in forma di sospensione acquosa, ad alimentare la caldaia di un sistema di combustione basato sul concetto del letto fluido, che richiede dimensioni delle particelle solide ben calibrate entro una classe stretta, con limitata presenza di polveri finissime (dimensione media delle particelle intorno a 500 μm e dimensione massima minore di 2 mm).

Per risolvere il problema dello stoccaggio prolungato della miscela, una soluzione potrebbe essere trovata nell'impiego quasi immediato della sospensione, ispessita fino alla diluizione desiderata, by-passando in tal modo gli inconvenienti della sedimentazione e della segregazione granulometrica.

Dal punto di vista energetico, l'alimentazione del sistema di combustione con carbone in sospensione acquosa rappresenta certamente uno svantaggio, rispetto all'alimentazione con materiale secco, a causa dell'elevato valore del calore latente di evaporazione dell'acqua.

La convenienza andrebbe tuttavia pesata prendendo in considerazione anche altri fattori quali gli aspetti di sicurezza legati alla conservazione, trasporto e manipolazione del carbone, nonché il costo globale, dal trattamento all'utilizzazione finale, includendo le operazioni intermedie.

Con riferimento agli aspetti della sicurezza, è bene tenere conto dei possibili rischi connessi all'inflammabilità e all'esplosività delle polveri fini di carbone allo stato secco, problemi del tutto assenti in caso di trattamenti a umido.

Anche nel caso dei sistemi avanzati di generazione dell'energia elettrica e/o termica basati sulla gassificazione del carbone, la miscela combustibile preparata con la tecnologia H.E.R.A.

potrebbe diventare molto interessante (produzione di syngas in reattore a letto fluido). In questo caso la presenza di acqua unitamente al carbone non comporterebbe alcuna penalizzazione poiché la quantità di vapore iniettato dall'esterno, necessaria per le reazioni di conversione, sarebbe sostituita da quella generata all'interno dello stesso reattore senza alcun aggravio energetico e con il possibile vantaggio di una semplificazione impiantistica complessiva.

Concludendo, la macinazione assistita da water jet è risultata essere più efficace rispetto alla macinazione a secco in quanto si sono ottenuti migliori gradi di finezza del materiale macinato, con un grado di dispersione granulometrica significativamente minore. Si ottengono risultati migliori per pressioni crescenti.

L'uso dei getti d'acqua ad alta pressione aumenta inoltre la capacità di trattamento, andando ad incidere positivamente sui costi di gestione, anche se sono da considerare il consumo di energia per la generazione dei getti d'acqua e la corrispondente riduzione dell'energia specifica meccanica.

I migliori risultati sono stati ottenuti utilizzando un materiale preliminarmente imbevuto di acqua.

Maggiore approfondimento merita lo studio della macinazione del materiale imbevuto.

La preparazione delle miscele acqua-carbone: prospettive per futuri sviluppi

Come evidenziato nei precedenti capitoli, per il confezionamento delle miscele acqua-carbone, al fine del raggiungimento delle condizioni ottimali di viscosità e di stabilità, massimizzando la resa in carbone, è importante sia il controllo del chimismo dell'acqua, sia il controllo delle modalità di macinazione, sia la scelta del tipo e del dosaggio dei reagenti.

Si è visto che devono essere raggiunti in maniera bilanciata due opposti obiettivi: l'ottenimento di un prodotto ad alta concentrazione massica di carbone, per le esigenze energetiche di trasporto e di combustione, e la realizzazione di un prodotto fluido e stabile, per le esigenze di trasporto e di stoccaggio.

I risultati delle ricerche condotte precedentemente hanno mostrato che è possibile la realizzazione di miscele coal water con il carbone Sulcis, tuttavia resta ancora molto da fare per aumentare la resa massica, e quindi migliorare l'economicità dell'operazione.

Dall'analisi dei dati sperimentali ottenuti, il processo di preparazione di miscele acqua-carbone ottimali può essere affinato attraverso:

La scelta più approfondita degli additivi. L'influenza degli additivi è un aspetto che è necessario approfondire perché, come si è visto, non esistono reagenti chimici validi in generale per ogni tipo di carbone, si tratta di ampliare il ventaglio di opzioni potenzialmente idonee fino a definire quelle più adatte a migliorare le caratteristiche reologiche delle CWM preparate con differenti carboni, anche tenendo conto dei costi.

Poiché durante le prove di preparazione di CWM con contenuti di carbone superiori al 62-63 % si sono riscontrate difficoltà nell'effettuazione di un corretto campionamento e nella misurazione dei parametri reologici, il prosieguo dello studio dovrà essere finalizzato non solo alla ricerca di additivi più efficienti ma anche allo sviluppo di procedure di campionamento e di misurazione dei parametri reologici che consentano un'adeguata valutazione delle proprietà delle CWM ad alto contenuto di solido.

Il controllo del chimismo della fase acquosa. Per quanto riguarda l'influenza del chimismo del fluido sulle caratteristiche reologiche delle miscele, si è osservato che, studiando il loro comportamento al variare della concentrazione ionica nella fase acquosa, l'aggiunta di carbonato di sodio e idrossido di calcio all'acqua distillata, in assenza di altri additivi, con azione stabilizzante e fluidificante, produce risultati interessanti, specialmente per quanto riguarda la viscosità, che meritano pertanto indagini più approfondite.

Inoltre, poiché la produzione di una CWM stabile e a viscosità relativamente bassa può essere ottenuta anche attraverso l'attento controllo della concentrazione di sali inorganici solubili, sarà

opportuno individuare gli interventi più adatti per il controllo delle concentrazioni e rimozione o correzione degli ioni in eccesso.

Trasporto. Nello studio di fattibilità economica del trasporto del carbone Sulcis sotto forma di slurry, via pipeline dalla miniera alla centrale di Portovesme, si è fatto un confronto propedeutico tra la tipologia di trasporto in condotta (ipotizzando il tragitto di un'eventuale pipeline della lunghezza di pochi chilometri che trasportasse il carbone in forma di CWM) e il trasporto via terra con mezzi gommati, in uno scenario di distanze da percorrere dell'ordine di grandezza delle decine di chilometri, come si verifica nel caso del percorso effettuato dai camion che approvvigionano il carbone alla centrale di Portovesme partendo dai carbonili della Carbosulcis S.p.A.

La prosecuzione dello studio dovrà valutare, oltre al comportamento generale in condotta ai fini della pompabilità della CWM preparata con il carbone Sulcis, anche le perdite di pressione che si verificano in queste determinate condizioni di trasporto. Pertanto sarà necessario predisporre un sistema di misurazione della caduta di pressione in determinate condizioni di trasporto in condotta, in quanto, come si è evidenziato, lo studio della perdita di pressione è importante per la corretta progettazione dei sistemi di pompaggio.

L'affinamento della macinazione. Si è studiata l'influenza della granulometria del carbone sulle caratteristiche delle CWM, sia applicando la macinazione a secco nelle condizioni di bimodalità della distribuzione granulometrica, sia, poiché l'ambiente di comminazione (in aria o in acqua o in presenza di altri gas) determina un'influenza non trascurabile sul comportamento della miscela realizzata con il carbone così macinato, si è studiata la comminazione ad umido (sia con carbone in condizioni di umidità naturale sia preventivamente imbevuto d'acqua). Si sono utilizzate tecnologie innovative, basate sull'applicazione di getti d'acqua ad alta pressione in combinazione con l'energia meccanica, conseguendo una maggiore efficacia rispetto alla macinazione a secco, ottenendo maggiori gradi di finezza soprattutto per i campioni di carbone sottoposti a preventiva imbibizione in acqua, sia pure tenendo presente il consumo di energia necessario per la generazione dei getti d'acqua che non compensa la corrispondente riduzione dell'energia specifica meccanica.

I vantaggi offerti dall'imbibizione preliminare potrebbero essere ulteriormente accresciuti attraverso idonee azioni atte a migliorare il processo di impregnazione, accorciando i tempi necessari e/o incrementando la quantità di acqua assorbita fino a completa saturazione della porosità del carbone.

Tali azioni migliorative possono consistere in:

- trattamenti termici per favorire un ampliamento della dimensione dei vuoti all'interno del solido;
- preventiva eliminazione sottovuoto dei gas presenti nella porosità;
- impregnazione per immersione in acqua effettuata sotto pressione.

Il grado di epurazione del carbone utilizzato. Il tipo e le caratteristiche del carbone hanno un'influenza fondamentale sulla reologia e sulla stabilità delle miscele acqua-carbone. Metodi alternativi di concentrazione del carbone, più efficienti di quelli tradizionali, possono avere un effetto migliorativo sulle caratteristiche delle miscele acqua-carbone, migliorandone la resa massica, e quindi l'economicità dell'operazione.

BIBLIOGRAFIA

- Agus, M., Carbini, P., Ciccu, R., Ghiani, M., Satta, F., Tilocca, C., “Influence of coal properties in surface-based separation processes”, Proc. International Coal Preparation Congress, Crakow 1994.
- Agus, M., Carbini, P., Ciccu, R., Ghiani, M.: “Characterisation of some high-sulphur, low-rank coals, Processing and Utilization of High Sulphur Coals IV” Ed. Dugan, Quingley and Attia, Elsevier Sci. Publ. Amsterdam, 1991.
- Aktas Z., “Effect of Non-ionic Reagent Adsorption on Zeta Potential of Fine Coal Particles”, Turk J Chem 24 (2000), 117 – 129.
- Aktaş Z., Woodburn E.T., “Effect of addition of surface active agent on the viscosity of a high concentration slurry of a low-rank British coal in water”, Fuel Processing Technology 62 (2000) 1–15.
- Allardice D.J., L.M. Clemow, G. Favas, W.R. Jackson, M. Marshall, R. Sakurovs, “The characterisation of different forms of water in low rank coals and some hydrothermally dried products”, Fuel 82 (2003) 661–667.
- Ananth P. Chikkatur, “A Resource and Technology Assessment of Coal Utilization in India”, Kennedy School of Government, Harvard University, Cambridge, MA.
- Anderson C.M., Musich M. A., Young B. C., Richter J. J., DeWall R. A., Ness R. O., “Wiang Haeng Coal-Water Fuel Preparation and Gasification, Thailand - Task 39”, Topical Report July 1996 For U.S. Department of Energy Office of Fossil Energy Morgantown Energy Technology Center P.O. Box 880 Morgantown, West Virginia 26507-0880.
- Artanto Y., Jackson W.R. , Redlich P.J. , Marshall M. , “Liquefaction studies of some Indonesian low rank coals”, Fuel 79 (2000) 1333–1340.
- Atesok G., Boylu F., Sirkeci A.A. ,Dincer H. , “The effect of coal properties on the viscosity of coal–water slurries”, Fuel 81 (2002) 1855–1858.
- AA VV “The future of coal: a interdisciplinary study” 2007 Massachusetts Institute of Technology (MIT).
- Banford A.W., Aktas Z., “The effect of reagent addition strategy on the performance of coal flotation”, Minerals Engineering 17 (2004) 745–760.
- Belli R., De Michele G., “L'utilizzazione delle miscele acqua-carbone con particolare riguardo alla situazione italiana” Rapporto ENEL/CRTN – PISA.
- Bergins C., “Kinetics and mechanism during mechanical/ thermal dewatering of lignite”, Fuel 82 (2003) 355–364.
- Bergins C., Hulston J., Strauss K., Chaffee A.L., “Mechanical/ thermal dewatering of lignite, Part 3: physical properties and pore structure of MTE product coals”, Fuel 86 (2007) 3–16.

- Bird S.O., "COAL-IN-WATER: Fuel of the Future?", Virginia division of mineral resources, vol. 32 n. 3 august 1986.
- Boylu F., Ateşok G., Dinçer H., "The effect of carboxymethyl cellulose (CMC) on the stability of coal–water slurries", Fuel 84 (2005) 315–319.
- Boylu F., Dincer H., Atesok G., "Effect of coal particle size distribution, volume fraction and rank on the rheology of coal–water slurries", Fuel Processing Technology 85 (2004) 241–250.
- Boylu F., Dinçer H., Ateşok G., "Effect of coal particle size distribution, volume fraction and rank on the rheology of coal – water slurries", Fuel Processing Technology 85 (2004) 241–250.
- BP Statistical Review of World Energy "Strategy for Europe" June 2009.
- Brendow K. "World coal perspectives to 2030" World Energy Council, Geneva/London.
- Carbini P., Dispense sul trattamento dei carboni.
- Carbini, P., Ciccu, R., Ghiani, M., Satta, F., "Agglomeration of coals of different ranks using mixtures of oils, Coal Preparation Vol. 11", Gordon & Breach Sc. Publ. UK, 1992.
- Carbini P., Ciccu R., Ghiani M., Satta F., Tilocca C.: "Selective Agglomeration of coal fines using high-shear water jets", Proc. The fourth Italian Conference on Chemical and Process Engineering, Firenze maggio 1999.
- Carbini,P., Ciccu,R., Ghiani,M., Satta, Tilocca, C.F, "Advances in Coal Flotation Technology Proc. Third Int. Conf. on Clean Coal Technologies for our Future", Cagliari, May 2007.
- Carbini P., Ciccu R., Ghiani M., Satta F. ,Tilocca C., "Flotation of coal fines using high-shear water jets", Proc.13th International Coal Preparation Congress, Vol. I, Brisbane 1998.
- Carbosulcis, "Il bacino carbonifero del Sulcis", Cagliari, 1994.
- Cau G., "Il fabbisogno mondiale di energia, il ruolo del carbone e le tecnologie CCT e CCS", Inaugurazione del nuovo centro di ricerche Sotacarbo Carbonia, 17 Maggio 2008.
- Chen L., Wang Q., Ren Y., Wang Y., Duan Y: Rheology and wall slip effect of high concentrated coal water slurries, South East University, China.
- Coal Industry Advisory Board (CIAB) International Coal Market & Policy Developments in 2007/08 2009.
- Coal Industry Advisory Board (CIAB), "Coal–to–liquids an alternative oil supply?" Workshop Report IEA, Parigi, 2006.
- Ciccu, R., Ghiani, M., Ferrara, G., "Selective Tribocharging of Particles for Separation", KONA, 1993.

- Ciccu, R., Ghiani, M., Mura, A., Passarini, N.: "Electrostatic beneficiation of high-rank coals for coal-water mixtures". Proceed. of the 11th Int. Coal. Prep. Congr., october 1990, Min. and Mat. Proc. Inst. of Japan, Tokyo, 1990.
- Cui Guang-wen, Zhu Shu-quan, Zou Li-zhuang, Xie Wei-wei, "Effects of High-Power Ultrasonic Treatment on the Slurryability of Coals", Journal of China University of Mining & Technology, Vol.17 No.4, Dec. 2007.
- De Lorenzi L. Bevilacqua P.: "The influence of particle size distribution and non-ionic surfactant on the rheology of coal water fuels produced using Iranian and Venezuelan coals".
- Deriu G. "L'analisi del direttore della Carbosulcis, Gli studi ci sono, il carbone è risorsa sicura", Industria oggi n. 106, pagg 18-19.
- Dinçer H., Boylu F., Sirkeci A. A., Ateşok G., "The effect of chemicals on the viscosity and stability of coal water slurries", International Journal of Mineral Processing 70 (2003) 41–51.
- Dongjie Yang, Xueqing Qiu, Mingsong Zhou, Hongming Lou, "Properties of sodium lignosulfonate as dispersant of coal water slurry", Energy Conversion and Management 48 (2007) 2433–2438.
- Doohe J., Development of a phenomenological model for coal slurry atomization, "Final report for doe grant no de-fg22-94pc94119".
- Drakulic R., Premoli A., "Considerazioni per la trasformazione di centrali termoelettriche all'uso delle miscele acqua-carbone" Rapporto Ansaldo S.p.A. div. impianti; Ansaldo component S.p-A.
- Enel, Centro di ricerca termica e nucleare Pisa, "Progetto miscele acqua-carbone".
- Energy Information Administration "International Energy Outlook 2009".
- Energy Watch Group "Coal: resources and future production" March 2007 EWG-Series No 1/2007.
- Favas G., Jackson W.R., "Hydrothermal dewatering of lower rank coals, 1. Effects of process condition on the properties of dried product", Fuel 82 (2003) 53–57.
- Favas G., Jackson W.R., Marshall M., "Hydrothermal dewatering of lower rank coals, 3. High-concentration slurries from hydrothermally treated lower rank coals", Fuel 82 (2003) 71–79.
- Fuerstenau D. W., "Rheology of Coal-Water Slurries Prepared by the HP Roll Mill Grinding of Coal", Quarterly Technical Progress Report No. 4 June 1- August 31, 1993.
- Ghiani M., Dispense del corso di Preparazione dei minerali, Università di Cagliari.
- IEA Statistics, "Coal Information 2007 -with 2006 data".

- Jun Cheng, Junhu Zhou, Yanchang Li, Jianzhong Liu, Kefa Cen, “Effects of pore fractal structures of ultrafine coal water slurries on rheological behaviors and combustion dynamics”, *Fuel* 87 (2008) 2620–2627.
- Laganà V., Ercolani D. “Le applicazioni e lo sviluppo delle miscele acqua-carbone” e “trasporto e stoccaggio delle miscele acqua- carbone ad altissima concentrazione”, *seminario: Snamprogetti S.p.A.*
- Laskowski J.S., Parfitt G.D., “Electrokinetics of coal–water suspensions, Interfacial Phenomena in Coal Technology”, *Surfactant Science Series, New York, 1989.*
- Laskowski J.S., “Coal flotation and fine coal utilization”, *Developments in Mineral Processing, vol. 14, Elsevier, Amsterdam, 2001.*
- Leonard J.W. “Coal Preparation”, *American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, New York 1979.*
- Longlian Cui, Liqian An, Hejin Jiang, “A novel process for preparation of an ultra-clean superfine coal–oil slurry”, *Fuel* 87 (2008) 2296–2303.
- Lugano V, Piccinelli C, Zitani A. “Carbone tra presente e futuro”, *Master Medea 2005.*
- Mahidin, Y. Ogaki, H. Usui, O. Okuma, “The advance of vacuum-treatment in the thermal upgrading of low-rank coals on the improvement of dewatering and devolatilization”, *Fuel Processing Technology* 84 (2003) 147–160.
- Marvin D. C., Frankiewicz T. C., “CWS Rheology: The Role of the Coal Particle”, *Occidental Research Corporation 2100 S.E. Main Street Irvine, California 92713.*
- Masudl H., Samudrala S., “Combustion analysis of coal-water slurry fuel prepared from plant coal and recovered coal fines”.
- Naka A., Honjo S., Sugiyama H., Nishida Y. and Murakami O., “Ability of Surfactants to Form Highly Loaded Coal-Water Mixtures”, *Surfactants & Detergents Technical , JAOCS, Vol. 65, no. 7 (July 1988).*
- NEDO (New Energy and Industrial Technology Development Organization), *CWM in Japan NEDO International Committee, 1997.*
- Mei G., “Preparazione di miscele coal water”, *Tesi di dottorato in geoingegneria e tecnologie ambientali XXI ciclo, Università di Cagliari.*
- Osborne, “Coal preparation technology volume 1”.
- Papachristodoulou G., Trass O., “Coal slurry fuel technology”, *Canada Journal of Chemical Engineering* 65 (1987) 177–201.
- Pawlik M., “Polymeric dispersants for coal–water slurries, *Colloids and Surfaces. A, Physicochemical and Engineering*”, *Aspects* 266 (2005) 82–90.

- Pettinau A., “Produzione di idrogeno e altri vettori energetici da carbone”, Tesi di dottorato in ingegneria industriale XVIII ciclo, Università di Cagliari.
- Piano Energetico Ambientale Regionale Sardegna (PEARS).
- Renfu Xu, Baixing Hu, Qihui He, Jun Cai , Yi Pan, Jian Shen, “Effect of compound inorganic nano-stabilizer on the stability of high concentration coal water mixtures”, Fuel 85 (2006) 2524–2559.
- Renfu Xu, Qihui He, Jun Cai, Yi Pan, Jian Shen, Baixing Hu, “Effects of chemicals and blending petroleum coke on the properties of low-rank Indonesian coal water mixtures”, Fuel processing technology 89 (2008) 249 – 253.
- Roh N.S., Shin D.H., Kim D.C., Kim J.D., “Rheological behavior of coal – water mixtures”, Fuel 74 (1220-1225) (1995) 1313–1318.
- Shay J. S., “Aqueous colloidal dispersions with grafted poly(ethylene oxide) chains: synthesis, microstructure, and rheology”, A dissertation submitted to the Graduate Faculty of North Carolina State University in partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Philosophy, Raleigh 1999.
- Shin Y.-J., Shen Y.-H., “Preparation of coal slurry with organic solvents”, Chemosphere 68 (2007) 389–393.
- Shin Y.J., Shen Y.H. , “Preparation of coal slurry with 2-propanol”, Journal of Hazardous Materials B 137 (2006) 152–156.
- Snamprogetti, “Un nuovo modo di trattare il carbone”.
- Sorgenti R., “Energia da carbone e tecnologie Zero Emissions”, Inaugurazione del nuovo centro di ricerche Sotacarbo Carbonia, 17 Maggio 2008.
- Sotacarbo, “Studio di fattibilità progetto Integrato miniera-centrale”.
- Stach E., Taylor G.H., Machowsky M., Chandra D., Teichmuller M., Teichmuller R. “Coal Petrology”, Gebruder, Berlino 1982.
- Sung D-J, S-H Kang, University of Kionsan, Korea “Measurement of coal particle size and shape with concentrated coal-water” Korean J. of Chem. Eng. 1-7 1997.
- The National Coal Council, “Coal: America’s Energy Future” VOLUME II A TECHNICAL OVERVIEW, March 2006.
- Tiwari K.K., Basu S.K. , Bit K.C. , Banerjee S. , Mishra K. , “High-concentration coal–water slurry from Indian coals using newly developed additives”, Fuel Processing Technology 85 (2003) 31–42.
- Umar D.F., Usui H., Daulay B. , “Change of combustion characteristics of Indonesian low rank coal due to upgraded brown coal process”, Fuel Processing Technology 87 (2006) 1007–1011.

- Vitolo S., Belli R., Mazzanti M., Quattroni G. , “Rheology of coal –water mixtures containing petroleum coke”, *Fuel* 75 (1996) 259–261.
- Vlasak P., Chara Z., Berman V., “Fossil fuels long distance pipeline transport”, *Security of natural gas Supply through Countries* 371-382.
- Xueqing Qiu, Mingsong Zhou, Dongjie Yang, Hongming Lou, Xinping Ouyang, Yuxia Pang, “Evaluation of sulphonated acetone–formaldehyde (SAF) used in coal water slurries prepared from different coals”, *Fuel* 86 (2007) 1439–1445.
- Ward C.R., “Coal Geology and Coal Technology”, Blackwell scientific publications, Singapore, 1984.
- Zhaobing Guo, Ruo Feng, Youfei Zheng, Xiaoru Fu, “Improvement in properties of coal water slurry by combined use of new additive and ultrasonic irradiation”, *Ultrasoni*
- Aktaş Z., Woodburn E.T. Effect of addition of surface active agent on the viscosity of high concentration slurry of a low-rank British coal in water. *Fuel Processing Technology* 62 (2000) pp. 1-15.
- Banford A.W., Aktaş Z.. The effect of reagent addition strategy on the performance of coal flotation. *Mineral Engineering* 17, (2004) pp. 745-760.
- Boylu F., Ateşok G., Dinçer H.. The effect of carboxymethyl cellulose (CMC) on the stability of coal-water slurries. *Fuel* 84, (2005), pp.315-319.
- Tiwari K.K., Basu S.K., Bit K.C., Banerjee S., Mishra K.. High concentration coal-water slurry from Indian coals using newly developed additives. *Fuel Processing Technology* 85, (2003), pp.31-42.
- Dinçer H., Boylu F., Sirkeci A.A., Ateşok G.. The effect of chemicals on the viscosity and stability of coal water slurries. *International Journal of Mineral Processing* 70, (2003), pp. 41, 51.
- A.A.V.V. Handbook of Alternative Fuel Technologies, Chpt. 4, 125-152.
- Ateşok G., Boylu F., Sirkeci A.A., Dinçer H..The effect of coal properties on the viscosity of coal-water slurries. *Fuel* 81, (2002), pp. 1855-1858.
- Boylu F., Dinçer H., Ateşok G.. Effect of coal particle size distribution, volume fraction and rank on the rheology of coal-slurries. *Fuel Processing Technology* 85, (2004), pp.241-250.
- De Lorenzi L., Bevilacqua P.. The influence of particle size distribution and non ionic surfactant on the rheology of coal water fuels produced using Iranian and Venezuelan coals. *International Journal of Coal Preparation and Utilization*, 1939-2702, 22, 5, (2002), pp. 249-268.
- Marvin D.C., Frankiewicz T. C.. CWS Rheology: The role of the Coal Particle. American Chemical Society national meeting, Seattle, WA, USA, 20 Mar 1983, pp.12-17.

- Bortolussi A., Ciccu R., Grosso B.: Wedge effect influence in water jet cutting of rocks, 21° International Symposium on Mine Planning and Equipment selection - MPES 2012, New Delhi, India, November 28-30, 2012 Wedge effect influence in water jet cutting of rocks;
- R. Ciccu and E. Imolesi: Waterjet-assisted mineral comminution, Proc. 13th Int. Conf. on Jetting Technology, Cagliari, October 1996
- Mazurkiewicz, J. White, P. Karlic: Effect of feed rate during comminution of coal by high energy waterjet, Coal Preparation (1988), Vol. 6
- M. Mazurkiewicz and G. Galecki: Coal and Minerals comminution with high pressure waterjet assistance, Proc. XVIII Int. Min. Proc. Congr., Sydney, 1993, Vol. 1, pp. 131-138.
- Ciccu, M. Mazurkiewicz: Coal disintegration and beneficiation by high pressure water jets, Anais II Congresso Italo-Brasileiro de Engenharia de Minas, Sao Paulo, 1993.
- A. Bortolussi, P. Carhini, R. Ciccu and M. Ghiani: Waterjet grinding of coal, Proceedings IVth Int. Conf. on High Sulphur coals, Lexington 1993
- L.G. Austin, J. McClung: Size reduction of coal, in: Coal Preparation, J.W. Leonard (Ed.) AIME, New York (1-979)
- J.A. Herbst: Energy requirements for the fine grinding of coal in an attritor, Final report, contract No
- A.A. Griffith: The phenomena of rupture and flow in solids, Phil. I Trans. R. Soc. Series A, 221-163-198 (1920-1921)
- Ciccu R., Imolesi E., Careddu N. Waterjet comminution of coal with the HERA machine", 5th Pacific Rim International Conference on Water Jet Technology, February 3-5, 1998; New Delhi, India. Ed. by M.M. Vijay, N.R. Babu, T. Yahiro;
- Giorgio Cau, Daniele Cocco. Processi di gassificazione. Blog di w.w.w.unica.it.
- A. Calabrò, F. Samela, C. Bassano, P. Deiana. Analisi di un impianto sperimentale per la coproduzione di energia elettrica e di Idrogeno da carbone con "Quasi" zero emissioni di anidride carbonica. Report RSE/2009/25 ENEA Ricerca Sistema Elettrico.