



Agenzia nazionale per le nuove tecnologie, l'energia  
e lo sviluppo economico sostenibile



*Ministero dello Sviluppo Economico*

RICERCA DI SISTEMA ELETTRICO

## Modellazione ed analisi tecnico economica di un impianto Coal To Liquid integrato con tecnologie CCS

*Claudia Bassano, Paolo Deiana*

MODELLAZIONE ED ANALISI TECNICO ECONOMICA DI UN IMPIANTO COAL TO LIQUID INTEGRATO CON  
TECNOLOGIE CCS

Claudia Bassano, Paolo Deiana (ENEA)

Settembre 2012

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

Progetto: Studi sull'utilizzo pulito dei combustibili fossili e cattura e sequestro della CO<sub>2</sub>

Responsabile del Progetto: Stefano Giammartini, ENEA

## Indice

<b>Sommario.....</b>	<b>4</b>
<b>1. Introduzione.....</b>	<b>5</b>
<b>2. Analisi di sistema.....</b>	<b>6</b>
2.1 <i>Il codice AspenPlus</i> .....	8
2.2 <i>Le configurazioni impiantistiche analizzate</i> .....	9
2.2.1 sezione di gassificazione .....	10
2.2.2 La sezione di rimozione dei gas acidi .....	13
2.2.3 Compressione CO2.....	16
2.2.4 La sezione Fischer Tropsch.....	17
2.2.5 La sezione di potenza.....	23
2.3 <i>Risultati della simulazione</i> .....	27
<b>3. Analisi economica.....</b>	<b>37</b>
3.1 <i>Stima e metodologia dei costi totali di impianto</i> .....	38
3.2 <i>Assunzioni economiche e finanziarie</i> .....	42
3.3 <i>Stima dei costi e dei ricavi</i> .....	44
3.3.1 Stima dei costi operativi.....	44
3.3.2 Stima dei ricavi.....	46
3.4 <i>Risultati dell'analisi economico finanziaria</i> .....	47
<b>4. Conclusioni.....</b>	<b>50</b>
<b>Riferimenti bibliografici .....</b>	<b>52</b>
<b>Abbreviazioni ed acronimi .....</b>	<b>53</b>

## Sommario

L'elaborazione si è svolta nell'ambito di quanto delineato dall'Accordo Di Programma al tema: Analisi del processo di produzione di combustibili liquidi da carbone. Il presente studio riporta la valutazione della fattibilità tecnico-economica di un impianto di produzione dei combustibili liquidi integrato con tecnologie di cattura della CO<sub>2</sub>. L'analisi di sistema è stata sviluppata con l'ausilio del codice di simulazione impiantistica Aspen Plus. Pertanto si è analizzato un impianto di tipo dimostrativo collegato alle potenzialità della miniera del Sulcis e si è stimata una taglia impiantistica di circa 9000 barili/giorno di combustibili liquidi prodotti equivalenti ad un consumo di circa 4500 tonn/giorno di carbone. La valutazione della configurazione impiantistica si è sviluppata attraverso l'integrazione delle differenti sezioni al fine di ottimizzare gli scambi energetici. Si sono quindi stimate le prestazioni in termini di bilanci in massa ed energia di due tipologie di impianti senza CCS e con CCS, con l'obiettivo di analizzare l'impatto sull'efficienze dell'inserimento della cattura della CO<sub>2</sub>. I risultati indicano che più del 47 % dell'input energetico viene convertito in energia elettrica e prodotti liquidi con una differenza di due punti percentuali tra i due casi, ed un resa in combustibili liquidi del 40 %. ) Relativamente alla resa di prodotti liquidi si è ottenuta una selettività pari a SC5+ =0,82.

L'analisi economica e finanziaria è stata svolta stimando l'attualizzazione dell'investimento ovvero il valore attuale netto, il TIR ed il pay back. La struttura finanziaria e le assunzioni utilizzate scelte sono quelle tipiche per la valutazione di fattibilità economica in impianti di potenza. Considerato il petrolio come il prodotto concorrenziale si è stimata la convenienza delle due configurazioni analizzate individuando il valore minimo del prezzo del greggio al fine di ottenere un TIR del 18 %. I risultati indicano valori del costo di investimento dell'ordine di \$95.300/bbl/giorno in linea con quanto riportato in letteratura, che si incrementano leggermente se si aggiunge la sezione di cattura. La redditività dell'iniziativa presenta tassi interni di rendimento dell'ordine del 18 % per valori del barile di petrolio di \$98/bbl, con un costo specifico di produzione del combustibile raffinato di circa \$84/barile. L'impianto equipaggiato con le tecnologie CCS mostra una redditività (TIR al 18 %) per valori del barile di petrolio dell'ordine dei \$105/bbl.

In conclusione questo lavoro presenta i risultati di una prefattibilità tecnico-economica di un impianto di poligenerazione, individuando le condizioni di mercato per la sua convenienza. Si può desumere che la poligenerazione risulta un scelta conveniente in quanto presentando una flessibilità dell'impianto risponde più adeguatamente alle richieste diversificate dei prodotti energetici del mercato. Inoltre la localizzazione dell'impianto a bocca di miniera presenta il beneficio di un basso costo di approvvigionamento del combustibile e di un basso costo del trasporto della CO<sub>2</sub> che viene stoccata onsite

## 1. Introduzione

Gli obiettivi dell'attività di ricerca riguardano lo studio e definizione della configurazione impiantistica più idonea di un processo integrato di produzione di combustibili liquidi (Coal To Liquid) e gassosi (idrogeno) integrato con le tecnologie di cattura della CO<sub>2</sub>.

Tali tematiche risultano contestuali alle politiche energetiche nazionali ed europee che recentemente si sono perseguite per rispondere alla crescente richiesta di energia elettrica e di combustibili per autotrazione nei paesi industrializzati. Pertanto nell'ottica di un utilizzo diversificato delle fonti primarie va considerato che il ricorso all'utilizzo del carbone, è condizionato, oltre che dall'impiego di tecnologie pulite sempre più efficaci nella riduzione delle emissioni di macro e microinquinanti, dalla introduzione di soluzioni in grado di abbattere le emissioni di CO<sub>2</sub>.

Quindi, poiché a livello politico si è consolidata la consapevolezza che per fronteggiare i cambiamenti climatici, l'impiego delle tecnologie CCS risulta un'opzione indispensabile di cui avvalersi per perseguire una corretta politica sviluppo socio-economico sostenibile, l'Unione Europea ha emanato delle direttive che impongono l'adozione delle tecnologie CCS negli impianti da realizzare dopo il 2020 (Revised emission trading Directive -Directive 2009/29/EC).

Per di più, in considerazione della crescente crisi di disponibilità di petrolio e di incremento tendenzialmente costante del suo prezzo, anche le tecnologie che portano alla trasformazione del carbone in combustibile liquido ("coal to liquid") sono di rinnovato interesse nell'ambito della ricerca, anche alla luce della possibilità di una loro integrazione con le tecnologie di cattura della CO<sub>2</sub>. Va indicato inoltre che l'adozione delle tecnologie CTL risulta di rinnovato interesse per i paesi che dipendono fortemente dall'importazioni di petrolio in quanto permette una diversificazioni delle fonti.

Relativamente alle tecnologie di cattura della CO<sub>2</sub> e alle tecnologie CTL molte di queste sono già disponibili dato il loro vasto impiego in campo petrolchimico e in altri settori industriali. Si tratta quindi di una loro implementazione ed integrazione con le moderne tecnologie di produzione di energia elettrica così da iniziare la fase di dimostrazione industriale per produrre elettricità da combustibili fossili con emissioni di CO<sub>2</sub> prossime allo zero.

Per quanto riguarda le politiche nazionali, in Italia il Governo nel definire le nuove indicazioni di politica energetica in materia di nucleare, di utilizzo dei combustibili fossili e delle fonti rinnovabili per la produzione di energia, ha previsto la realizzazione di un apposito progetto dimostrativo sulla cattura e il confinamento della CO<sub>2</sub> emessa dagli impianti termoelettrici. In questo quadro normativo l'area del Sulcis risulta tra le aree di interesse per l'applicazione dei recenti indirizzi di politica energetica, ovvero nel particolare per l'applicazione delle tecnologie CCS sia per l'aspetto di cattura che per l'aspetto di storage.

Il lavoro si è quindi inserito in questo contesto, ipotizzando la realizzazione di un impianto a bocca di miniera di taglia dimostrativa, legata alle potenzialità della miniera del Sulcis (circa 1 Mt/anno di carbone estratto).

Pertanto si è elaborato uno studio e un'analisi di sensibilità mediante codicistica di sistema, di tipo commerciale, con l'obiettivo di individuare e dimensionare una configurazione ottimizzata di impianto che tenesse conto dell'integrazione delle differenti sezioni allo scopo di ottimizzare gli scambi energetici.

Si sono quindi stimate le prestazioni in termini di bilanci in massa ed energia di due tipologie di impianti senza CCS e con CCS, con l'obiettivo di analizzare l'impatto sull'efficienze dell'inserimento della cattura della CO<sub>2</sub>.

L'analisi di sistema ha fornito le basi di calcolo per la stima della redditività economica dell'impianto analizzato nelle sue due configurazioni. Si è determinato il costo dell'unità di energia prodotta come prodotto liquido e valutata la convenienza dell'impianto rispetto al costo del petrolio, considerato il principale prodotto concorrenziale. L'analisi economica e finanziaria è stata sviluppata stimando l'attualizzazione dell'investimento ovvero il valore attuale netto, il TIR ed il pay back.

## 2. Analisi di sistema

Il presente studio analizza una configurazione di un impianto di produzione dei combustibili liquidi attraverso il processo Fischer Tropsch integrato con tecnologie di cattura della CO<sub>2</sub>. Al fine di effettuare una prima valutazione delle potenzialità di un impianto CTL di produzione di combustibili liquidi, si è effettuato uno screening delle tecnologie più idonee a tale utilizzo, sulla base di quanto attualmente disponibile sul mercato, scegliendo le tecnologie con la maggiore maturità commerciale. Si è quindi effettuata un'analisi della configurazione impiantistica individuata attraverso l'utilizzo del software Aspen Plus®.

Il fine ultimo è stato quello di valutare le potenzialità dell'impianto individuato in modo da ottimizzare dal punto di vista energetico il processo.

Parallelamente l'obiettivo del lavoro di ricerca è stato l'integrazione, all'interno delle configurazioni individuate, delle diverse sezioni impiantistiche attraverso l'adozione di soluzioni che assicurino più elevati valori di efficienza energetica e quindi costi minori. Infine, i bilanci in massa ed energia sviluppati hanno quindi fornito i dati di input all'analisi di fattibilità economica.

La taglia impiantistica analizzata è stata individuata in circa 9000 bbl/day di combustibili liquidi prodotti che equivalgono ad un consumo di circa 4500 t/day di carbone alimentato al gassificatore; volumi maggiori di produzione potrebbero presentare dei benefici economici dato che le tecnologie CTL sono "capital intensive, ma potrebbero presentare difficoltà a seconda del sito minerario. Il fine ultimo è stato quello di valutare le potenzialità dell'impianto individuato in modo da ottimizzare dal punto di vista energetico il processo.

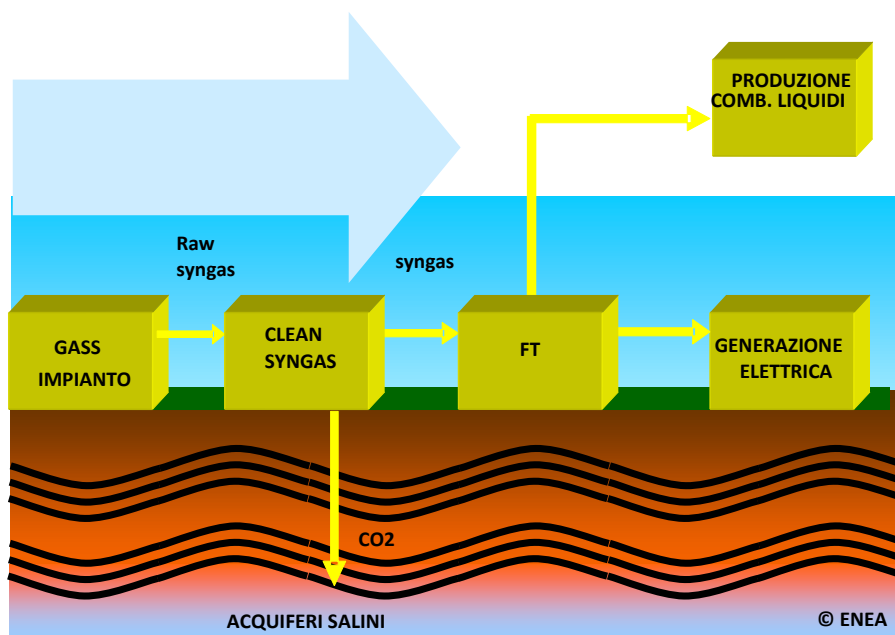


Figura 2.1: schema della piattaforma impiantistica

L'individuazione della taglia impiantistica si è basata sulle seguenti valutazioni:

- La più piccola taglia disponibile commercialmente e di facile scalabilità.
- I costi in conto capitale sono dell'ordine di \$1 miliardo.
- Domanda locale di combustibili liquidi.
- Minimizzazione della CO<sub>2</sub> emessa e possibilità di definire un impianto CCS con la cattura e lo stoccaggio definitivo nel medesimo sito.

- Possibilità di connettersi alla rete per la cessione di energia elettrica
- Disponibilità locale di carbone e produttività annua che dipende dalle tecniche estrattive e tipologia di riserve, che nel caso della miniera gestita dalla Carbosulcis si stima intorno a 1 Mt/anno.
- Possibilità di approvvigionamento di carbone di importazione.

L'obiettivo ultimo della presente elaborazione è di fornire le basi progettuali per realizzare una piattaforma impiantistica integrata a bocca di miniera nell'area del Sulcis in grado di provare e dimostrare la fattibilità di:

- Impianto integrato CTL di poligenerazione con due "linee produttive" per:
  - produzione di combustibili liquidi
  - produzione di elettricità
- tecniche di confinamento geologico della CO<sub>2</sub>

## 2.1 Il codice AspenPlus

Il software Aspen Plus è ampiamente utilizzato come codice di simulazione impiantistica nel settore dell'ingegneria di processo; il software inizialmente è stato sviluppato per applicazioni nel settore della petrolchimica e della raffinazione del petrolio.

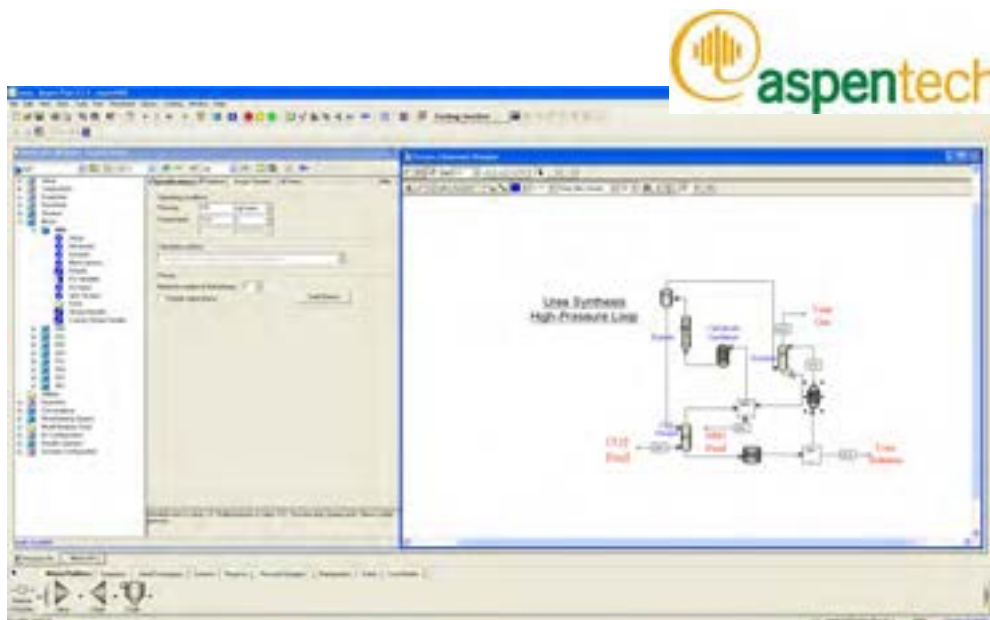


Figura 2.2: esempio di maschera di input nel codice Aspen

Per le sua capacità di simulare le condizioni operative in impianti del settore della petrolchimica e in generale della chimica risulta idoneo a simulare processi di gassificazione, di trattamento del syngas prodotto e di raffinazione e produzione di combustibili liquidi. Aspen Plus fu originariamente sviluppato dal MIT all'interno di un progetto finanziato dal DOE per simulare i processi di conversione del carbone in energia.

Attualmente viene ampiamente utilizzato nell'industria chimica come strumento di analisi e progettazione impiantistica per la sua capacità di simulare una varietà di operazioni unitarie inserite in configurazioni impiantistiche complesse.

Le caratteristiche che rendono Aspen Plus idoneo sono:

- un database di pacchetti di proprietà molto vasto
- modelli di simulazione delle singole operazioni unitarie
- la modalità cape open

## 2.2 Le configurazioni impiantistiche analizzate

In questa elaborazione si sono analizzate più configurazioni impiantistiche prevedendo l'integrazione dell'impianto CTL con la cattura della CO<sub>2</sub>; quindi attraverso l'ausilio del codice di simulazione Aspen Plus® V7.0 si è ottimizzato il processo e si sono valutate le prestazioni con bilanci in massa ed energia. I successivi schemi a blocchi riportano le due configurazioni analizzate definite di seguito come:

- caso base
- caso CCS

L'impianto studiato risulta nelle sue principali sezioni costituito da un'unità di gassificazione comprensiva della sezione ASU e del boiler ausiliario, da un'unità di rimozione dei gas acidi dotata della sezione di rimozione della CO<sub>2</sub> e della sezione di conversione dell'H<sub>2</sub>S separato attraverso il processo Claus. Il syngas così depurato viene quindi inviato alla sezione di conversione in combustibili liquidi costituita dal reattore FT e dall'unità di ricircolo dei tail gas attraverso il processo ATR. I prodotti liquidi vengono raffinati mentre il tail gas è elaborato nella sezione di potenza per produrre energia elettrica e vapore.

In questa elaborazione si è considerato di inserire la sezione di cattura della CO<sub>2</sub> a valle del gassificatore andando a trattare una corrente gassosa in pressione e con alte pressioni parziali di anidride carbonica. In queste condizioni l'impianto di separazione della CO<sub>2</sub> risulta più compatto e meno costoso. Non si è quindi separata la CO<sub>2</sub> contenuta nei fumi emessi dalla caldaia ausiliaria al gassificatore e dal ciclo di potenza. In quanto in tali correnti la CO<sub>2</sub> si presenta in concentrazioni più diluite e richiederebbe l'applicazioni di tecnologie operanti con assorbimento di tipo chimico con un dispendio energetico maggiore.

Nel paragrafo successivo verranno descritte le singole sezioni del processo analizzato, riassunte nei seguenti blocchi impiantistici:

- sezione di gassificazione (area 100);
- sezione di depurazione del syngas sezione AGR (area 200);
- sezione di compressione della CO<sub>2</sub> per il caso CCS (area 200);
- sezione di conversione in combustibili liquidi sezione FT (area 300);
- sezione di potenza (area 400).

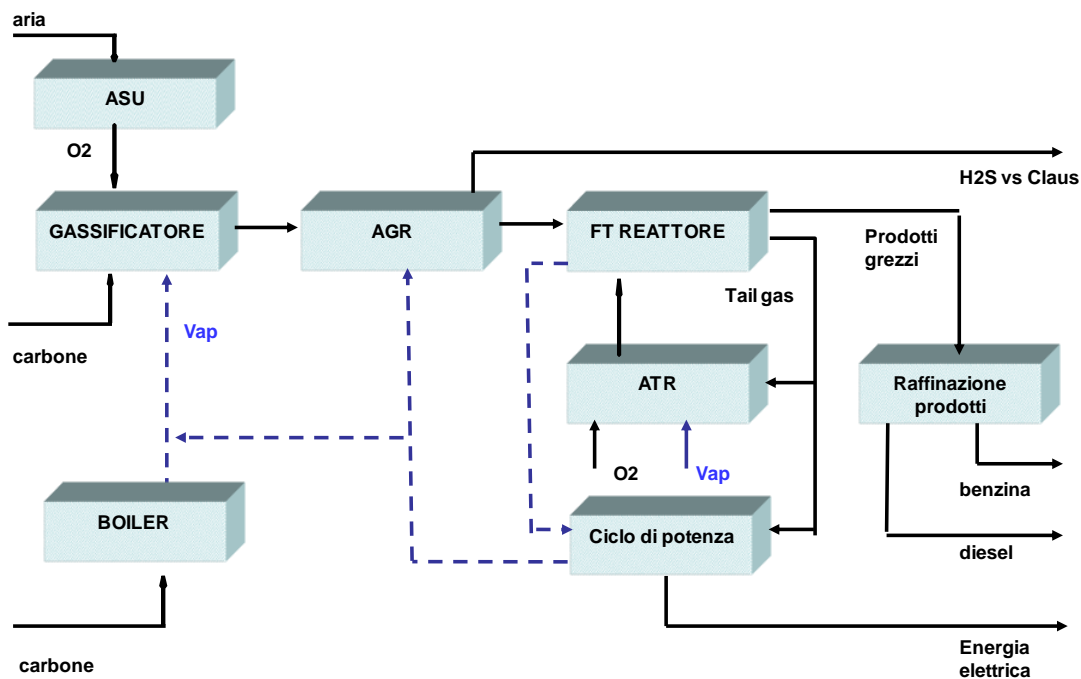


Figura 2.3: schema a blocchi dell'impianto CTL analizzato: configurazione caso base

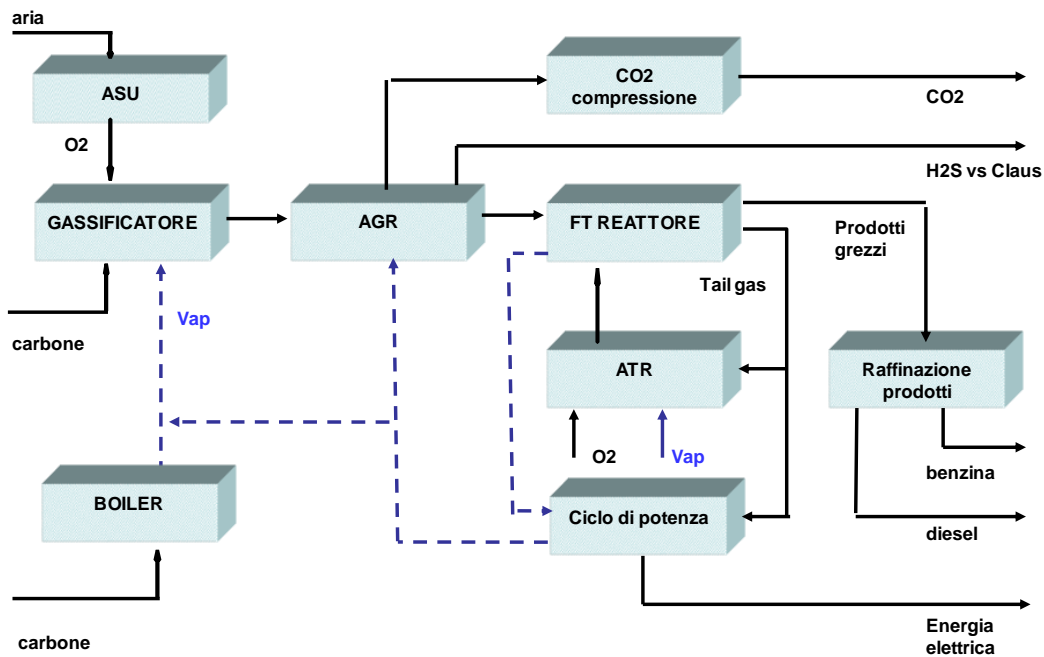


Figura 2.4: schema a blocchi dell'impianto CTL analizzato: configurazione caso CCS

2.2.1 sezione di gassificazione

La tipologia di gassificatore individuata è del tipo updraft (Figura 2.5), ossia a letto fisso con il flusso in controcorrente (FDBD Fixed Bed Dry Bottom) nel particolare si è scelta la tecnologia Sasol-Lurgi Dry Ash in quanto utilizzata presso gli impianti CTL della Sasol a Secunda (Sudafrica).

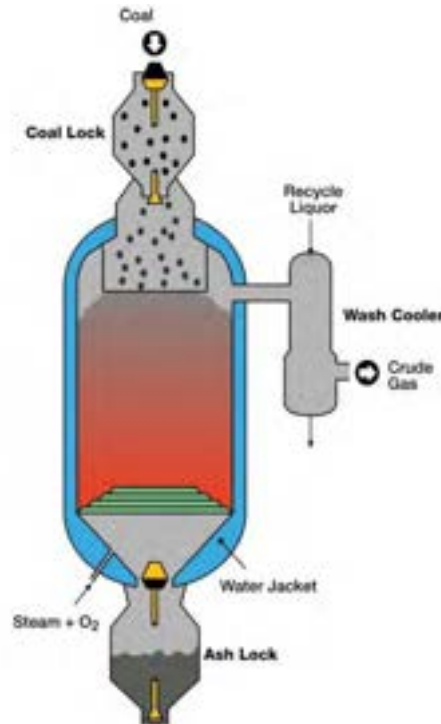


Figura 2.5: il gassificatore a letto fisso Updraft della Sasol-Lurgi Dry Ash [2]

I vantaggi di questo tipo di gassificatori è che risultano essere particolarmente adatti per gassificare carboni bitumosi aventi un elevato contenuto di composti volatili. Tuttavia tali reattori sono in grado di accettare praticamente tutti i carboni, fatta eccezione per quelli eccessivamente agglomerati. I gassificatori a letto fisso o mobile necessitano di basse quantità di ossidate a causa dell' elevata efficienza energetica del reattore, ma è necessaria una notevole quantità di vapore per moderare la temperatura.

Parte del vapore viene generato dalla Water Jacket, una camicia anulare disposta concentrica al reattore contenente acqua in ebollizione. Normalmente tale sistema di raffreddamento permette la produzione di circa un 10 % del vapore necessario al processo.

Il grosso limite dei reattori in questione è dato dalla bassissima potenzialità dovuta all' elevato tempo di permanenza (fra una e tre ore) del combustibile nel reattore. Per quello che concerne la pressione operativa, per i gassificatori a letto fisso o mobile, varia tra i 20 e 30 bar che è la pressione operativa del reattore di Fischer-Tropsch. Tali gassificatori presentano una buona stabilità e continuità di funzionamento (Pechtl et al., 1992).

Tabella 1: composizione del syngas di un gassificatore Sasol-Lurgi [1]

Composizione dell'alimentazione per 1000 m <sup>3</sup> (CO+H <sub>2</sub> )	
Carbone kg	750
Vapore kg	1930
Ossigeno, Nm <sup>3</sup>	280
Gas	Composizione molare % su base secca
H <sub>2</sub>	42,2
CO	15,2
CO <sub>2</sub>	30,9
CH <sub>4</sub>	8,6
H <sub>2</sub> S+COS	1,3
CnHm	0,8
NH <sub>3</sub>	0,36

Tale tipologia di gassificatori produce un syngas di composizione tale da avere il rapporto molare H<sub>2</sub>/CO più idoneo per la sintesi di combustibili liquidi.

Nella presente valutazione si è ipotizzato di alimentare la successiva sezione di depurazione del syngas dalle componenti acide con un syngas generato da un gassificatore del tipo Sasol-Lurgi Dry Ash, con la composizione riportata in Tabella 1.

Tra gli ausiliari di cui è dotato il gassificatore è presente una caldaia del tipo a polverino di carbone, che provvede a fornire circa il 50 % del vapore necessario, oltre che a servire l'impianto nelle fasi di start up.

Il syngas si riferisce ad un'alimentazione del gassificatore con un mix di carbone di tipo bituminoso e di tipologia di provenienza del Sulcis; con una composizione media espressa come analisi immediata ed elementare nella Tabella 2.

Tabella 2: Analisi elementare su base daf del carbone alimentato [1]

Frazione	% peso
Umidità	6,4
Ceneri	27,9
Materia volatile	53,6
Carbonio fisso	12,5
Componente	% peso su base secca e priva di ceneri (daf)
C	79,2
H	5,2
S	5,2
N	1,9
O	8,4

La sezione di gassificazione è dotata di una unità criogenica di produzione di ossigeno (ASU) che fornisce una corrente di ossigeno puro al 95 %. Quest'unità è una delle parti chiavi e più costose del processo sia perché molto energivora (175 kWh/tO<sub>2</sub> [3] prodotto con una purezza del 94,3%) sia perché costituisce circa il 10-15 % del costo in conto capitale di un impianto IGCC.



Tra le tecnologie di rimozione della CO<sub>2</sub> e dell'H<sub>2</sub>S si è individuato il SELEXOL<sup>®</sup> come la tecnologia più idonea con una buona maturità ed affidabilità commerciale applicando una configurazione basata sull'utilizzo di tre colonne al fine di operare l'assorbimento selettivo dei due composti separatamente.

Il pacchetto di proprietà utilizzato è stato PC SAFT [4] per le due colonne in assorbimento e Peng Robinson per lo stripper dell'H<sub>2</sub>S, ciascuna colonna è stata calcolata all'equilibrio.

Il solvente scelto è stato una miscela al 40 % molare di DEPG, dimetiltere di polietilenglicol (CH<sub>3</sub>O(C<sub>2</sub>HO)<sub>n</sub>CH<sub>3</sub>) e 40 % molare di acqua, il restante risulta CO<sub>2</sub> e tracce di H<sub>2</sub>S. Il solvente DEPG è il riferimento in letteratura utilizzato per descrivere il comportamento del solvente commerciale SELEXOL<sup>®</sup> [5]. Il flowsheet della sezione AGR è riportato in figura 2.6.

La sezione dell'assorbimento selettivo dell'H<sub>2</sub>S è composta da una colonna del tipo RADFRAC a 10 stadi (AB1) dove il syngas grezzo entra in contatto in controcorrente con una soluzione di solvente ricca al 20 % mol. in CO<sub>2</sub>, operante alla pressione di 30 bar e alla temperatura di 30 °C.

Nella colonna avviene l'assorbimento selettivo dell'H<sub>2</sub>S che uscendo dal fondo insieme al solvente viene avviato alla colonna di rigenerazione (ST1) previa una serie di flash e ricircoli all'assorbitore del gas rilasciato. La portata di solvente e quindi il rapporto L/G operativo è stata individuata in base al compromesso tra la specifica di purezza in H<sub>2</sub>S del gas trattato e la spesa energetica per rigenerare il solvente.

Tabella 3: Specifiche di purezza del syngas

Clean Syngas	Specifica
H <sub>2</sub> S	1 ppm
CO <sub>2</sub>	Cattura 90 %-1,5 % volume

Le specifiche di purezza sul contenuto in H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> sono riportate in Tabella 3, il contenuto in H<sub>2</sub>S dell'ordine dei ppm è la specifica richiesta per evitare l'avvelenamento dei catalizzatori a base di Cobalto nella successiva sezione Fischer Tropsch. Relativamente alla CO<sub>2</sub> si è progettata la sezione al fine di ottenere una separazione del 90 % in massa della CO<sub>2</sub> in ingresso e un contenuto in CO<sub>2</sub> del 1,5 % volume nel gas depurato in uscita. La rimozione della CO<sub>2</sub> nel caso base viene realizzata poiché influenza negativamente la produzione dei prodotti liquidi favorendo la produzione di metano.

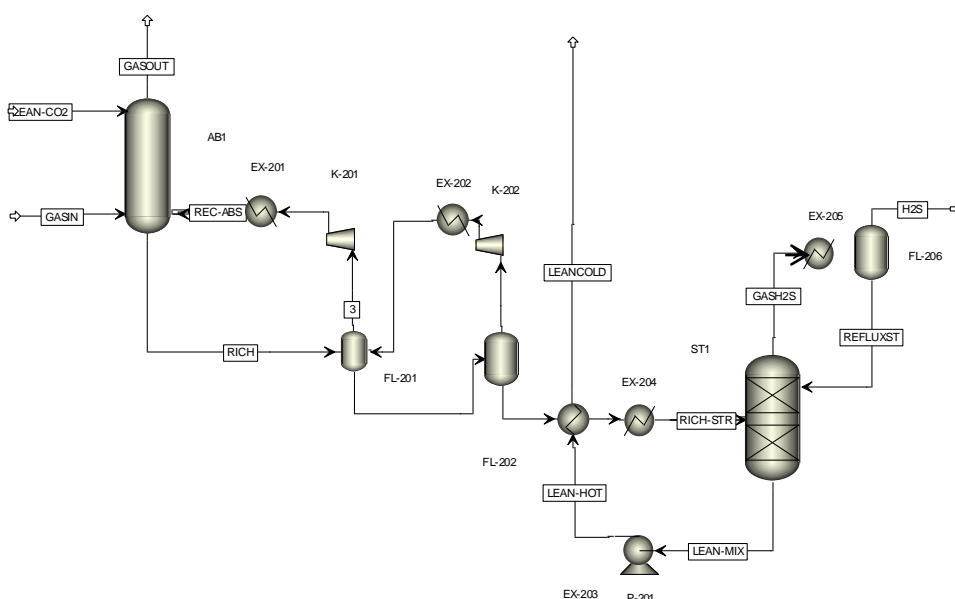


Figura 2.7: Flowsheet della sezione di rimozione dell'H<sub>2</sub>S

Tabella 4: Condizioni di esercizio ed assunzioni dell'assorbitore dell'H2S

Parametro/impostazione	valore
Tipo di calcolo	RadFract all'Equilibrio
Numero di stadi	10
Metodo per le proprietà	PC SAFT
Pressione operativa	30 bar
Temperature operativa	30°C
H <sub>2</sub> S in (% vol)	1,3
H <sub>2</sub> S out (% vol)	70 ppm <sub>v</sub>

Il solvente saturo in H<sub>2</sub>S uscente dalla colonna di assorbimento, dopo aver scambiato calore con il solvente rigenerato (EX-203), più caldo, entra nella sezione superiore della colonna di rigenerazione (stripper). Il prodotto di testa proveniente dallo stripper viene condensato (EX-205) per recuperare parte del contenuto in acqua da rinviare come riflusso in colonna.

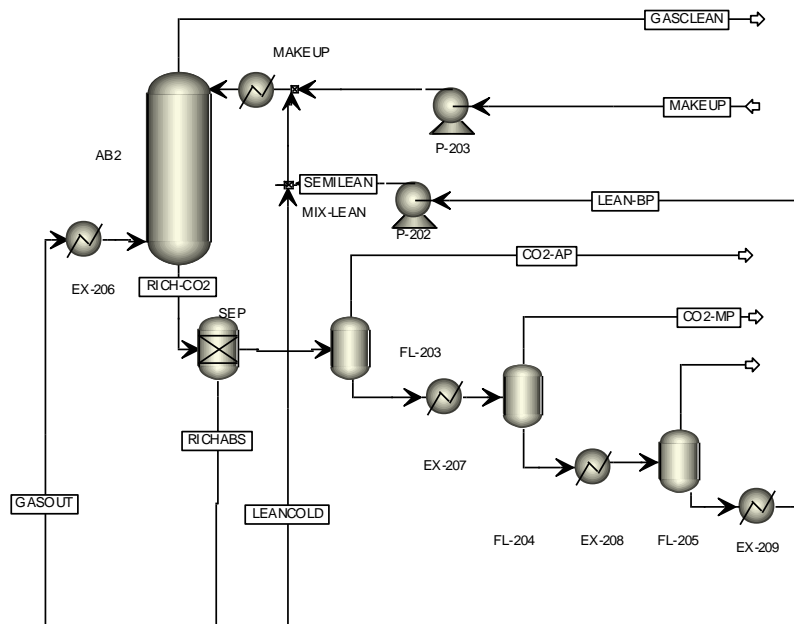


Figura 2.8: Flowsheet della sezione di rimozione della CO<sub>2</sub>

Il calore di rigenerazione nello stripper si è definito impostando la specifica sul contenuto di H<sub>2</sub>S nel solvente rigenerato pari a un 1 ppm, valore che permette di ottenere le specifiche di purezza precedentemente definite nel gas in uscita. Il contenuto termico del solvente rigenerato viene recuperato riscaldando il solvente ricco da inviare allo stripper.

Il gas desolfurato viene inviato alla seconda colonna di assorbimento (AB2) dove entrando in contatto con il solvente povero in CO<sub>2</sub> viene depurato nel suo contenuto in anidride carbonica. Le condizioni di progetto della colonna di assorbimento sono state individuate in funzione della specifica di purezza del gas in uscita riportate in Tabella 5.

La soluzione ricca in CO<sub>2</sub> prelevata dal fondo colonna viene avviata alla sezione di recupero della CO<sub>2</sub> attraverso tre stadi di decompressione e recupero del solvente mediante flash. In questo modo si ottengono tre correnti gassose di CO<sub>2</sub> a tre livelli differenti di pressione (18 bar, 6 bar e 1,2 bar) da inviare

alla linea di disidratazione e compressione per il successivo storage o da inviare al camino qualora si considera il caso base.

Il solvente viene recuperato e rinviato previo pompaggio (P-202) alla colonna di assorbimento della CO<sub>2</sub>. Il solvente rigenerato in uscita dallo stripper viene inviato anche esso alla colonna di assorbimento della CO<sub>2</sub>. Parte della soluzione ricca in CO<sub>2</sub> viene splittata e inviata alla colonna di assorbimento selettivo dell'H<sub>2</sub>S.

Tabella 5: Condizioni di esercizio ed assunzioni dell'assorbitore della CO<sub>2</sub>

Parametro/impostazione	valore
Tipo di calcolo	RadFract all'Equilibrio
Numero di stadi	15
Metodo per le proprietà	PC SAFT
Pressione operativa	30 bar
Temperature operativa	10°C
CO <sub>2</sub> in (% vol)	35
CO <sub>2</sub> out (% vol)	1,5

### 2.2.3 Compressione CO<sub>2</sub>

Nel caso CCS la corrente di CO<sub>2</sub>, che esce dalla sezione di rimozione dei gas acidi, per poter essere trasportata in modo efficiente e in seguito inviata alle varie tipologie di sequestro, deve raggiungere una pressione elevata. In letteratura i valori più ricorrenti sono 98 o 110 bar, anche se recentemente la GE Oil&Gas sta testando la possibilità di comprimere fino a 600 bar (60 Mpa).

Le specifiche della sezione di compressione della CO<sub>2</sub> sono state tratte da un lavoro redatto nell'ambito del programma FP7-ENERGY.2007.5.1.1 D 4.9 European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies le cui impostazioni e i risultati risultano comparabili con quelle sviluppate da studi dell'IEAGHG. La CO<sub>2</sub> si è compressa dalle condizioni di uscita della sezione AGR alla pressione di 82 bar attraverso tre stadi di compressione e inter-refrigerazione quindi in condizioni liquide viene pompata da 82 bar a 150 bar e raffreddata a 25°C, come illustrato nella figura. La concentrazione dell'H<sub>2</sub>S viene mantenuta al di sotto dei 200 ppm sia per questioni di corrosione delle pipeline che per questioni di sicurezza nel caso di rottura e perdita improvvisa del contenuto trasportato.

Per ciascun stadio di compressione le specifiche in termini di efficienze sono quelle riportate in Tabella 6. La specifica di purezza della CO<sub>2</sub> è stata fissata al 97%.

Tabella 6: specifiche delle apparecchiature nella sezione di compressione della CO<sub>2</sub>

apparecchiatura	P finale	Efficienza politropica	Efficienza meccanica
K-203	4,3 bar	0,8	0,95
K-204	18,65 bar	0,8	0,95
K-205	80 bar	0,75	0,95
P-204	150 bar	0,75	0,95

Ciascuna fase di compressione è seguita da una fase di inter-refrigerazione dalla temperatura di uscita del compressore alla temperatura di 28°C e successiva separazione della parte condensata mediante flash. La parte liquida costituita perlopiù da acqua ed in purezze in essa disciolte viene separata ed avviata al trattamento.

All'uscita dell'ultimo stadio di compressione la corrente liquida di CO<sub>2</sub> viene pompata da 80 bar a 150 bar e successivamente raffreddata a 25°C, previa separazione delle impurità. Nel particolare i composti che devono rispondere a specifiche nel caso di trasporto della CO<sub>2</sub> in pipeline sono: H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>S, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> e l'O<sub>2</sub>.

Tali specifiche sono essenzialmente legate alle condizioni di sicurezza dell'esercizio delle pipeline e a problematiche di corrosione delle stesse. Lo schema realizzato in Aspen è riportato in figura 2.9.

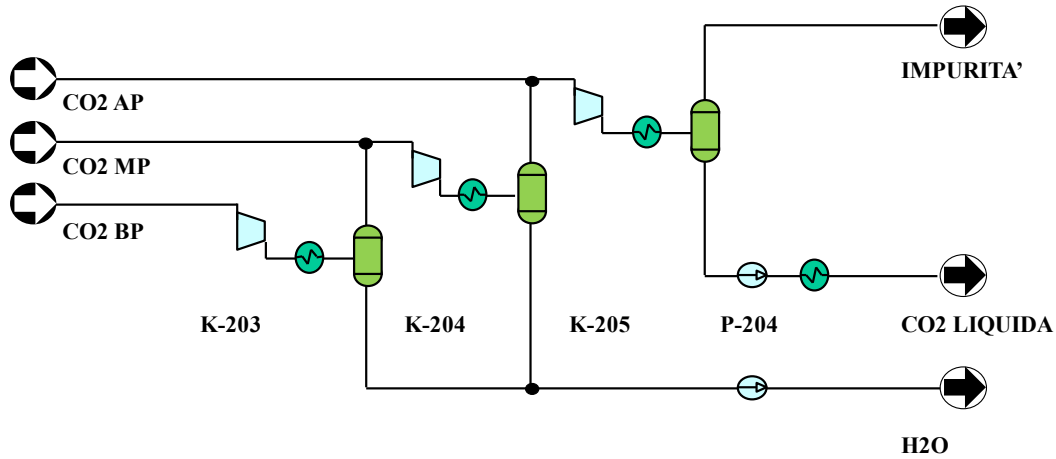


Figura 2.9: Flowsheet della sezione di compressione della CO<sub>2</sub>

#### 2.2.4 La sezione Fischer Tropsch

Il syngas depurato nelle sue componenti nocive, costituite essenzialmente da H<sub>2</sub>S, viene processato nella sezione di conversione in combustibili liquidi attraverso il processo Fischer Tropsch. A monte del reattore parte della corrente viene splittata al fine di recuperare l'idrogeno necessario per i processi di raffinazione dei prodotti grezzi ottenuti a valle del reattore. Il PFD semplificato dell'unità impiantistica viene riportato in figura 2.11.

La sezione di conversione è il cuore dell'impianto in quanto è necessario un suo corretto dimensionamento e funzionamento al fine di massimizzare la resa in prodotti liquidi rispetto al contenuto in volatili al fine di rendere competitivo l'impianto. Sarà quindi necessario prevenire fenomeni di avvelenamento e sinterizzazione del catalizzatore così da migliorare la resa ed allungare la vita dell'impianto. La corrente in ingresso al reattore dovrà quindi avere un contenuto di H<sub>2</sub>S dell'ordine dei ppm.

Il processo Fischer Tropsch è fortemente esotermico il controllo della temperatura nel reattore risulta un parametro chiave sia in fase di progettazione che di esercizio.

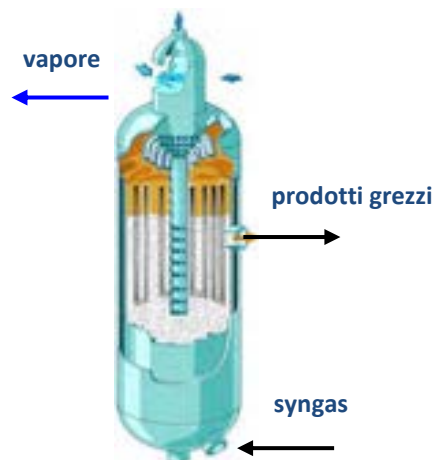


Figura 2.10: reattore del tipo slurry per il processo Fischer Tropsch

In questa elaborazione la corrente gassosa proveniente dalla sezione di clean-up risulta idonea per essere avviata al reattore di conversione con il rapporto  $H_2/CO$  compreso tra 1-2,5 necessario alla sintesi Fischer Tropsch. Il syngas viene riscaldato alle condizioni operative del reattore di sintesi recuperando parte del calore sensibile contenuto nei prodotti (EX-301). A monte del reattore si è inserito uno scambiatore (EX-302) al fine di assicurare il corretto livello termico in ingresso al processo.

Il reattore utilizzato nella presente elaborazione è un reattore del tipo slurry con catalizzatore a base di cobalto, illustrato schematicamente in figura 2.10. Questa tipologia di catalizzatore rispetto all'utilizzo del catalizzatore a base di ferro non favorisce la reazione di shift di conseguenza non vi è produzione di  $CO_2$ .

L'utilizzo del catalizzatore a base di cobalto conduce ad una maggiore produzione di paraffine piuttosto che di olefine, ha una selettività verso gli alcani lineari a catena lunga, produce pochi ossigenati rispetto al catalizzatore a base di ferro e infine risulta più resistente alla disattivazione con una vita utile maggiore; tuttavia è quattro volte più costoso rispetto al catalizzatore a base di ferro.

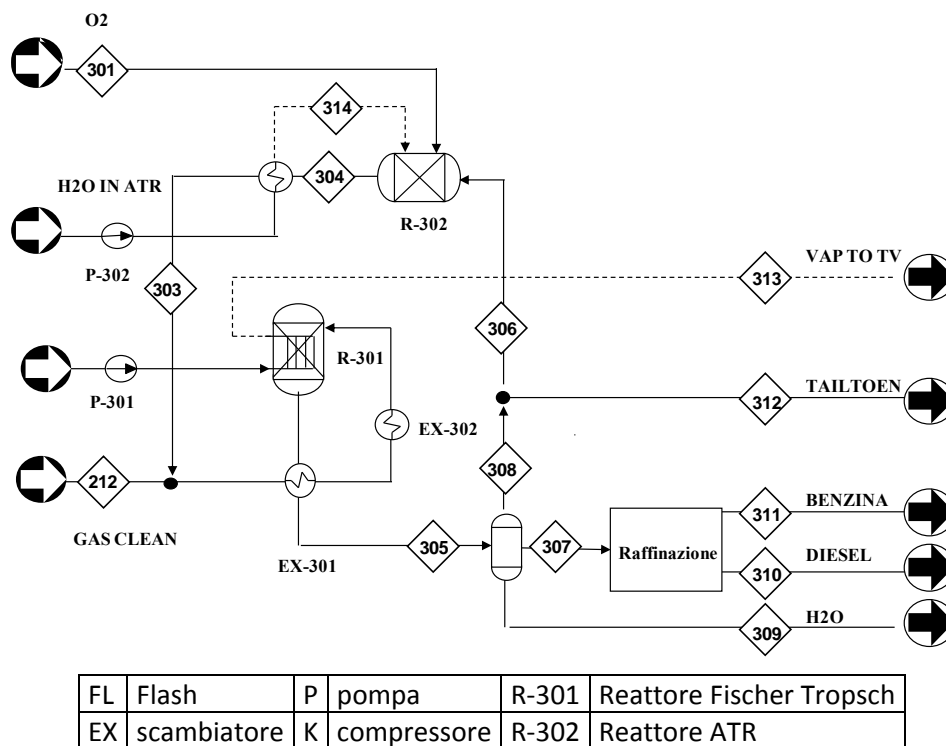


Figura 2.11: Flowsheet della sezione Fischer- Tropsch

Il reattore Slurry Phase Reactor (SPD) è stato introdotto dalla Sasol nei suoi impianti nel 1993 con una capacità iniziale di 4200 bbl/d utilizzando un catalizzatore a base di ferro; attualmente i reattori di questo tipo commercializzati dalla Sasol arrivano fino a capacità dell'ordine di 15000 bbl/d. I vantaggi di questa tipologia di reattori sono: un controllo della temperatura più efficace, omogeneizzazione del processo, possibilità di effettuare il make-up del catalizzatore, basse perdite di carico e notevoli capacità di produzione di ogni singola unità reattoristica.

Per conto i reattori del tipo slurry presentano lo svantaggio di non essere modulari e una maggiore difficoltà nel separare la fase liquida da quella solida con una conseguente maggiore perdita di catalizzatore. (ENI) Questa tipologia di reattore viene utilizzata commercialmente nei processi che prevedono condizioni di esercizio del processo a bassa temperatura ovvero i LHTF (Low temperature Fischer- Tropsch).

Le condizioni operative scelte nella presente elaborazione, sono quelle tipiche dei processi industriali ovvero pressione di esercizio di 25 bar e temperatura di 250 °C. La temperatura, la pressione operativa e la composizione del syngas in ingresso al reattore determinano la distribuzione dei prodotti che si ottengono. La distribuzione dei prodotti e la resa in prodotti liquidi ovvero la selettività del processo verso i C5+ è legata al parametro alfa che indica la probabilità di crescita delle catene di idrocarburi, con più di 5 atomi di carbonio, durante il processo di polimerizzazione.

Alti valori del parametro alfa indicano una resa maggiore verso i prodotti pesanti wax e una minore resa in gas.

Il prodotto grezzo ottenuto vien avviato alla separazione del contenuto in acqua che è circa il 50 %, in seguito viene separata la componente volatile (tail gas) da quella liquida contenente i C5+. Il prodotto liquido C5+ così ottenuto viene avviato alla sezione di raffinazione e quindi convertito essenzialmente in diesel e in parte in benzina. Il tail gas ossia i C4 e i prodotti più leggeri insieme al CO e all'H<sub>2</sub> non reagito viene in parte rinviato al reattore, previa conversione degli idrocarburi in CO e H<sub>2</sub> attraverso il processo ATR (Auto Thermal Reforming) ed in parte inviato alla sezione di potenza.

Con l'obiettivo di analizzare e simulare con il codice Aspen la conversione del syngas in combustibili liquidi è necessario considerare che il processo Fischer Tropsch è un processo chimico assai complesso nel quale una serie di reazioni di polimerizzazioni portano alla formazione di catene di idrocarburi. La selettività e la distribuzione dei prodotti dipende dalle condizioni operative del reattore e dalla composizione del syngas. Il meccanismo di combinazione e crescita dei monomeri -CH<sub>2</sub>- è controllato dalla cinetica e la distribuzione dei prodotti non può essere predetta da valutazioni termodinamiche.

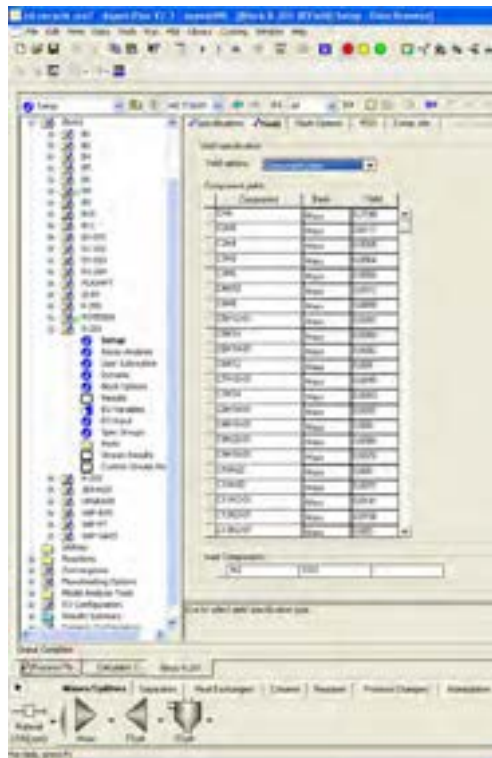


Figura 2.12: maschera del codice Aspen per il calcolo del reattore RYELD

Volendo quindi modellare il processo è necessario descriverlo con modelli cinetici o reattori stechiometrici in cui si definiscono una serie di reazioni rappresentative dei prodotti con il relativo grado di avanzamento.

Il processo di conversione è stato modellato in Aspen Plus utilizzando il modulo RYELD, (blocco R-301) assumendo le seguenti condizioni:

- reattore del tipo slurry;
- il calore generato dalla reazione di sintesi è sottratto rapidamente così da considerare il reattore isoterma;
- non si sono assunte perdite di carico;
- il catalizzatore è uniformemente distribuito nel reattore;
- la percentuale in massa dei prodotti ovvero l'avanzamento delle reazioni si è basato sul parametro alfa da cui si è calcolato lo yeld, ovvero la distribuzione come percentuale in massa dei prodotti;
- si è ignorata la produzione di ossigenati;
- si sono considerate solo le reazioni di produzione degli alcani e degli alcheni.

Si è assunta una conversione del CO pari a 0,85. Dato il controllo cinetico del processo si è assunta una distribuzione dei prodotti sulla base della distribuzione ASF.

Sulla base di quanto riportato in letteratura correlando i dati sperimentali alla distribuzione ASF si può osservare che normalmente sia su catalizzatori a base di ferro che su catalizzatori a base di cobalto vi sono due distinti valori di alfa [6]. Nel presente lavoro si sono utilizzati i seguenti valori

$\alpha_1 = 0,84$  per C1-C16  
 $\alpha_2 = 0,93$  per C17-C32+

Nella Figura 2.13 si è illustrata la distribuzione dei prodotti nella sua forma linearizzata con le assunzioni definite nell'analisi. La doppia pendenza indica il doppio valore di alfa utilizzato, nel secondo tratto la pendenza minore indica una maggiore produzione di prodotti pesanti.

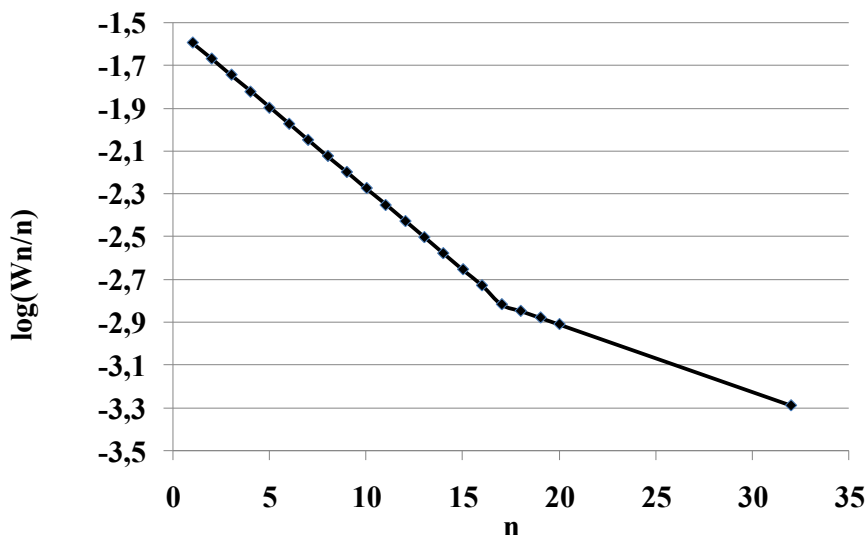


Figura 2.13 ASF andamento

Relativamente alla frazione dei prodotti più pesanti ossia i C20+ si sono ridistribuiti suddividendo la frazione in peso dei C20+ tra il composto C20 e il composto C32 come media pesata dai corrispondenti pesi molecolari.

Si sono inoltre effettuate delle correzioni sulla distribuzione dei prodotti in modo da descrivere la deviazioni che presenta l'ASF dai valori sperimentali.

Quindi al fine di definire il quantitativo di alcheni prodotti per ogni classe di C si è utilizzato il rapporto alcani/alcheni provenienti da dati sperimentali in reattori del tipo slurry con catalizzatore a base di cobalto (Tabella 9).

Tabella 7: rapporto alcheni/alcani utilizzato (Dry, 2004)

Componente	Rapporto 1alcheni/n alcani
C2	0,05
C3	1,4
C4	1,4
C5	1
C6	1
C10	0,9
C15	0,4

Tale correzione si è calcolata fino al C10 in quanto su catalizzatori a base di cobalto i prodotti si presentano essenzialmente in forma di paraffine ed il relativo contenuto in olefine diminuisce al crescere del valore di n. Nella figura 2.12 è illustrata la maschera di inserimento dei valori di yeld nel blocco di calcolo RYELD. Una volta definito l'avanzamento della singola reazione per ogni valore di n si è stimata l'acqua totale prodotta ed il consumo di H<sub>2</sub> e di CO sulla base della stechiometria. Data la forte esotermicità del processo si è proceduto al calcolo del calore sviluppato realizzando un modulo "calculator" che partendo dalla quantità di moli di CO reagite fornisce in output il calore sviluppato dalla reazione assegnandolo ad un avariabile Q-REAC attraverso la seguente relazione (Figura 2.14):

$$Q\text{-REAC} = -165 * (\text{mol/s CO ingresso} - \text{mol/s CO uscita}) \text{ calore di reazione (kJ/s)} \quad (1)$$

Il calore sviluppato dalla reazione viene quindi utilizzato per produrre vapore a 20 bar (corrente VAP-FT) da utilizzare nel ciclo di potenza.

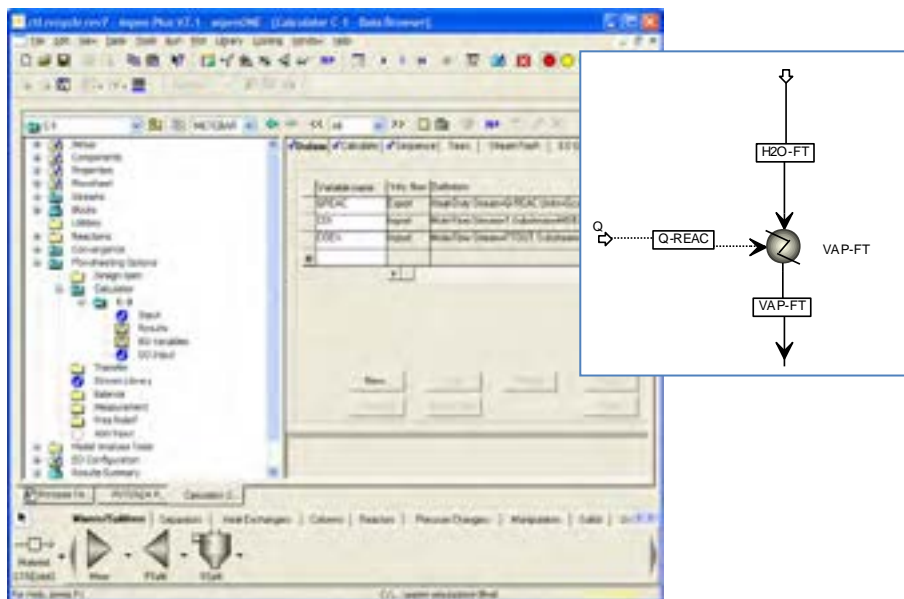


Figura 2.14: maschera del codice Aspen per il calcolo del blocco Calculator

Il processo di reforming auto termico

La componente più leggera (C1-C4) della corrente in uscita dal reattore, costituita dal prodotto grezzo, a valle della separazione della componente liquida, viene in parte inviata alla sezione di potenza ed in parte ricircolata al reattore FT.

La corrente di ricircolo (REC-ATR) viene avviata al processo di conversione degli idrocarburi leggeri in CO e H<sub>2</sub> attraverso il reforming autotermico, previa compressione a 25 bar e riscaldamento nello scambiatore EX-304 alla temperatura di 400°C

Il processo del reforming autotermico converte gli idrocarburi leggeri in H<sub>2</sub>, utilizzato in raffineria per i processi di raffinazione del grezzo distillato. Le reazioni principali che avvengono nel processo di reforming autotermico sono le seguenti:



Il vantaggio connesso a questo processo è che il calore necessario al sostentamento della reazione di steam reforming viene prodotto in situ per mezzo dell'ossidazione di una parte del combustibile alimentato. Tipicamente un reattore autotermico opera a circa 900-1100°C nella zona catalitica con un rapporto di alimentazione O<sub>2</sub>/C che varia tra 0,55 e 0,6. I parametri fondamentali per questa reazione sono i rapporti di alimentazione O<sub>2</sub>/C e H<sub>2</sub>O/C, che determinano la distribuzione dei prodotti all'uscita del reattore.



Figura 2.15: schema di un reattore di reforming auto termico (Brocco 2003)

Nel processo la corrente di idrocarburi e di vapore sono miscelati con ossigeno in testa al reattore dove avviene la reazione esotermica di ossidazione parziale, la quale fornisce il calore per la reazione endotermica di steam reforming. Nella parte del reattore dove avviene la reazione di ossidazione parziale la temperatura è di circa 1200 °C. Le pressioni operative variano nel range da 20 a 60 bar. I catalizzatori sono a base di Nickel o di ZnO.

Nella presente elaborazione si è simulato il processo attraverso l'utilizzo di un reattore di Gibbs (blocco R-302) con le seguenti assunzioni:

- Reattore di Gibbs (R-302) con il calcolo all'equilibrio chimico in condizioni adiabatiche alla pressione di 25 bar.
- Il vapore in ingresso (VAP) si è calcolato dal rapporto

$$\frac{kmolH_2O}{kmolCH_4} \cong 1,6$$

in condizioni sovrasature alla pressione di 25 bar e T=550°C

- L'ossigeno in ingresso (O<sub>2</sub>) puro al 95 % alla pressione di 25 bar e T=300°C con un portata tale da avere una temperatura nel reattore compresa tra 900°C-1000°C.

La corrente di prodotti in uscita dal reattore viene raffreddata a 40°C cedendo calore alla produzione di vapore da utilizzare nel processo stesso.

### 2.2.5 La sezione di potenza

Parte del tail gas uscente dalla sezione di Fischer Tropsch a 19 bar viene inviato ad un ciclo combinato al fine di utilizzare il suo contenuto energetico per produrre energia elettrica necessaria agli ausiliari dell'impianto ed infine immettere in rete il surplus di energia ottenuto. Il ciclo di potenza inserito nella presente elaborazione è costituito da un classico ciclo combinato: turbina a gas e ciclo a vapore.

#### Turbina a gas

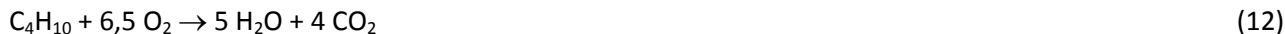
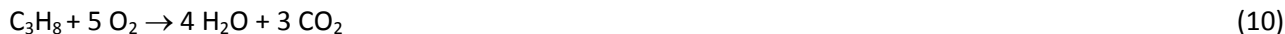
Al fine di simulare una turbina a gas alimentata con un combustibile con caratteristiche differenti dal gas naturale, si sono presi come riferimento i parametri di esercizio di una turbina di classe F della GE (GE7FB) [7] utilizzata dal DOE nei suoi studi di fattibilità di impianti a ciclo combinato e impianti di produzione di combustibili liquidi. [8]

Tabella 8: assunzioni utilizzate per simulare la turbina a gas

Grandezza	Dati GE	Dati Aspen
	Gas naturale	Tail gas
Portata di gas naturale (kg/s)	9,985	0
Portata di tail gas (kg/s)	0	7,9
Portata di aria (kg/s)	438,07	320
Rapporto di compressione	18,5	19
Potenza elettrica prodotta (MWe)	184,4	107
Temperatura dei gas esausti, °C	623	594
Portata dei gas esausti (kg/s)	448,06	328
Temperatura di ingresso in turbina, TIT (°C)	1370	1282
GT compressore efficienza politropica (%)	N/A	87
GT compressore efficienza meccanica (%)	N/A	99
GT Turbina efficienza isoentropica (%)	N/A	87
GT Turbine efficienza meccanica (%)	N/A	99
Pressione dei gas esausti (bar)	N/A	1,1

Le prestazioni della turbina e le assunzioni sono riportate in Tabella 8

Il combustore, blocco COMB-TG, è stato simulato con un reattore RSTOIC, in condizioni adiabatiche in cui si sono inserite le seguenti reazioni di combustione.



L'aria alimentata al combustore è stata calcolata in modo che la temperatura di ingresso in turbina non superasse i 1370 °C. Relativamente alla produzione degli NOx non si è assunto alcun tipo di meccanismo di formazione, di conseguenza non è stato possibile stimarne il contenuto nei fumi di combustione.

#### Ciclo a vapore

Il calore uscente dalla turbina a gas con i fumi viene utilizzato per aumentare la potenza elettrica dell'impianto, in un ciclo a vapore che permette parallelamente la produzione del vapore di processo a più livelli di pressione necessario nelle vari sezioni dell'impianto. E' stato utilizzato un generatore di vapore ad un livello di pressione. La vaporizzazione si è modellata con tre scambiatori in serie che simulano l'economizzatore (ECO), il vaporizzatore (VAP) ed il surriscaldatore (SH).

Il circuito dell'acqua per l'impianto si presenta come nella figura seguente. Il vapore necessario ad alimentare il gassificatore viene prelevato dopo l'espansione in turbina da 90 a 30 bar. Il vapore proveniente dal reattore Fischer Tropsch viene inserito nel ciclo vapore in modo da alimentare a valle dell'espansione da 20 a 6 bar il ribollitore dell'AGR.

La Tabella successiva riporta un riassunto delle assunzioni di base utilizzate per simulare l'impianto con l'utilizzo del codice AspenPlus

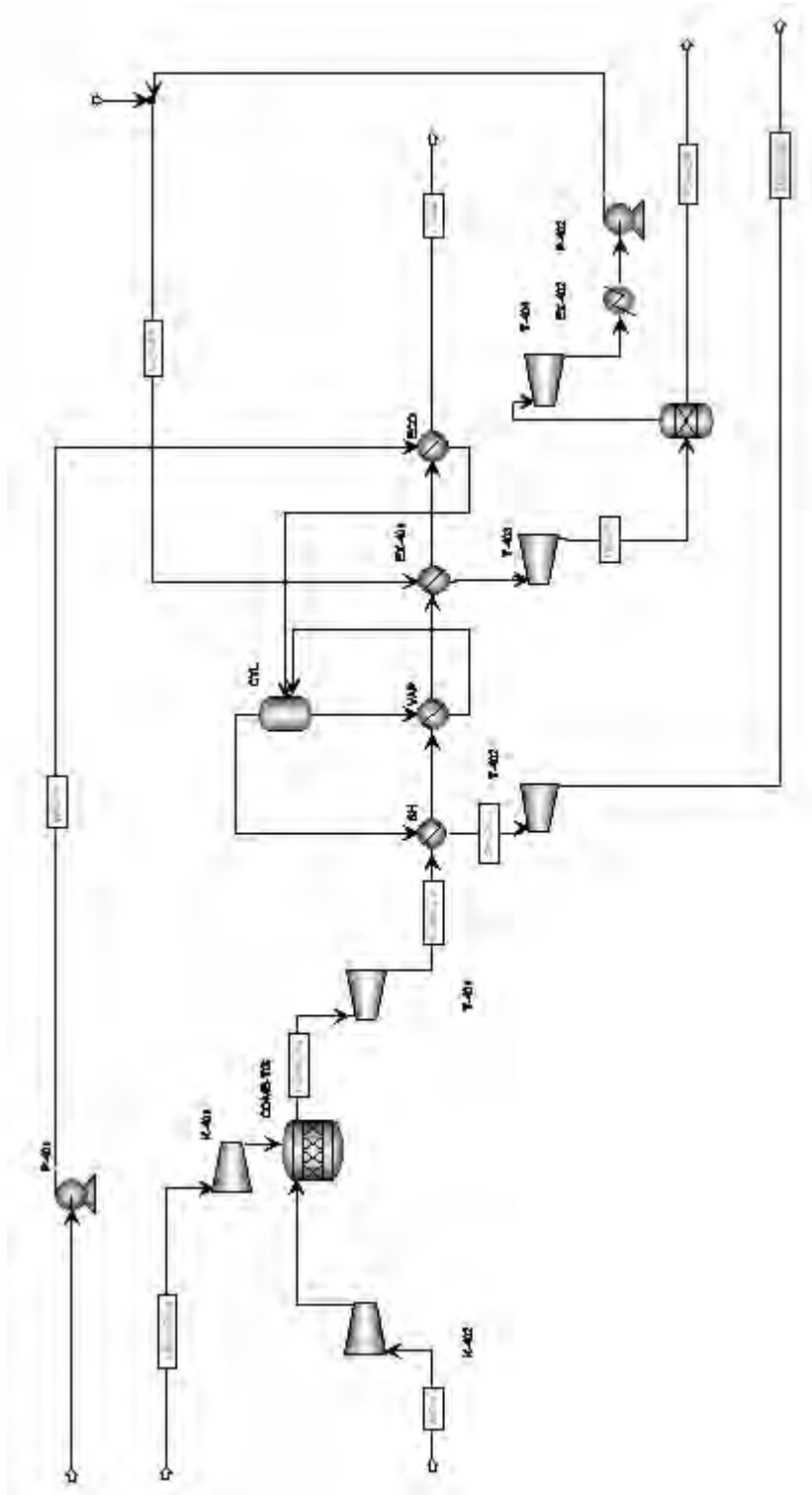


Figura 2.16 : schema in Aspen della turbina a gas

Tabella 9: assunzioni complessive utilizzate per la simulazione

Unità impiantistica	Assunzioni
ASU	O <sub>2</sub> prodotto puro al 95 % alla p=30 bar spesa energetica 175 kWhe/tO <sub>2</sub> (p=1 atm)
Gassificatore	Tipo updraft (FDBD Fixed Bed Dry Bottom) Alimentato da un carbone sub-bituminoso p=30 bar Carbone alimentato: 4000 t/d Vapore alimentato: 2,3 kg/kg di carbone base daf Ossigeno alimentato: 0,3 Nm <sup>3</sup> / kg di carbone base daf Syngas: composizione da fonte IEA Boiler ausiliario per produrre vapore carbone ≈500 t/d
AGR	Rimozione selettiva H <sub>2</sub> S/CO <sub>2</sub> con tecnologia SELEXOL® Tre colonne (doppio stadio): Colonna assorbimento H <sub>2</sub> S, equilibrio proprietà PCSAFT- 30 bar Colonna assorbimento CO <sub>2</sub> equilibrio proprietà PCSAFT-30 bar Stripping H <sub>2</sub> S equilibrio 1,2 bar Q re boiler tale che H <sub>2</sub> S=1ppm nella lean Specifiche: CO <sub>2</sub> assorbito al 90%, H <sub>2</sub> S gas clean 1 ppm Compressori: η <sub>politropica</sub> =0,85; η <sub>meccanica</sub> =0,95 Pompe: η <sub>politropica</sub> =0,85; η <sub>meccanica</sub> =0,95 scambiatori ΔT <sub>min</sub> = 15°C (gas-liq), 30 °C (gas-gas);
Compressione CO <sub>2</sub>	tre stadi di compressione: 4,3 bar-18,6 bar, 80 bar con inter-refrigerazione a T=28 °C Compressori: η <sub>politropica</sub> =0,75-0,85; η <sub>meccanica</sub> =0,95 Pompa p=150 bar T <sub>finale</sub> =25°C Pompe: η <sub>politropica</sub> =0,75; η <sub>meccanica</sub> =0,95 Purezza CO <sub>2</sub> = 97 % peso. Impurità secondo specifiche
Reattore FT	Resa in prodotti basata sulla distribuzione ASF con due valori di $\eta$ Reattore RYELD isoterma a T=250°C e p=25 bar CO conversione=0,85 Q reazione foglio di calcolo
Reattore ATR	Ricircolo del 55 % del tailgas all'ATR Reattore di GIBBS calcolato all'equilibrio p=25 bar adiabatico Vapore alimentato con un rapporto molare vap/moli di C=1,6 Ossigeno p=25 bar, T=300°C in portata tale che T uscita reattore 900°C-1000°C
Turbina a gas	Combustore RSTOIC, adiabatico; aria regolata T <sub>max</sub> = 1200°C Compressore: η <sub>politropica</sub> =0,87; η <sub>meccanica</sub> =0,99 Turbina: η <sub>politropica</sub> =0,87; η <sub>meccanica</sub> =0,99
Turbina a vapore e ciclo vapore	Pressione massima 90 bar, T=303 °C, surriscaldamento di 125°C, T <sub>fumi</sub> 140°C T acqua ingresso =15°C Turbina η <sub>politropica</sub> =0,87; η <sub>meccanica</sub> =0,99 Spillamenti a p=30bar-p=6 bar Pressione minima (condensatore) =0,04 bar con una frazione di vapore=0,87

### 2.3 Risultati della simulazione

L'analisi delle prestazioni dell'impianto CTL si è sviluppata con l'ausilio di un codice di simulazione commerciale, attraverso il suo utilizzo è stato possibile definire il rendimento in termini di energia dell'impianto, nonché di definire le migliori configurazioni impiantistica sia come flussi di materia, ossia nel caso della sezione di assorbimento come portata di solvente, che come scambi termici.

L'obiettivo è stato inoltre quello di realizzare uno strumento utile all'analisi parametrica di un impianto CTL che fornisca la possibilità di valutare la resa in termini di prodotti liquidi ed energetici variando ad esempio la tipologia di carbone in ingresso o la distribuzione dei prodotti nel reattore Fischer Tropsch, a tal fine si sono delineati ed ottimizzati gli schemi di processo delle unità principali di cui è composto l'impianto.

La taglia impiantistica analizzata è stata individuata in circa 9000 bbl/day di combustibili liquidi prodotti che equivalgono ad un consumo di circa 4500 t/day e alla produzione di 75 MWe di energia elettrica da cedere alla rete nell'ipotesi della configurazione con CCS e di 91 MWe nell'ipotesi di non inserire la cattura della CO<sub>2</sub>.

Tra le possibili configurazioni si è individuata quella che prevede il ricircolo di parte del tail gas al reattore FT al fine di massimizzare la resa in prodotti liquidi.

Gli schemi successivi riportano sinteticamente i principali ingressi ed uscite dell'impianto nelle due configurazioni analizzate.

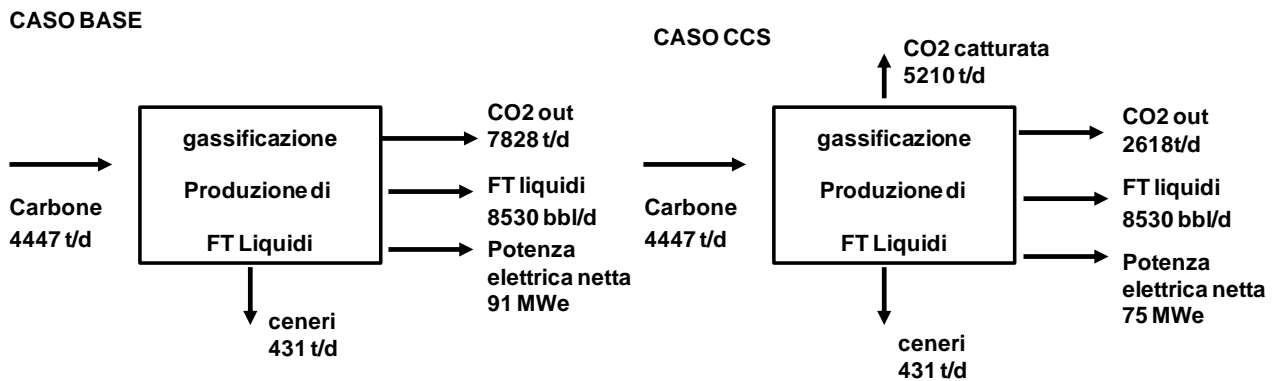
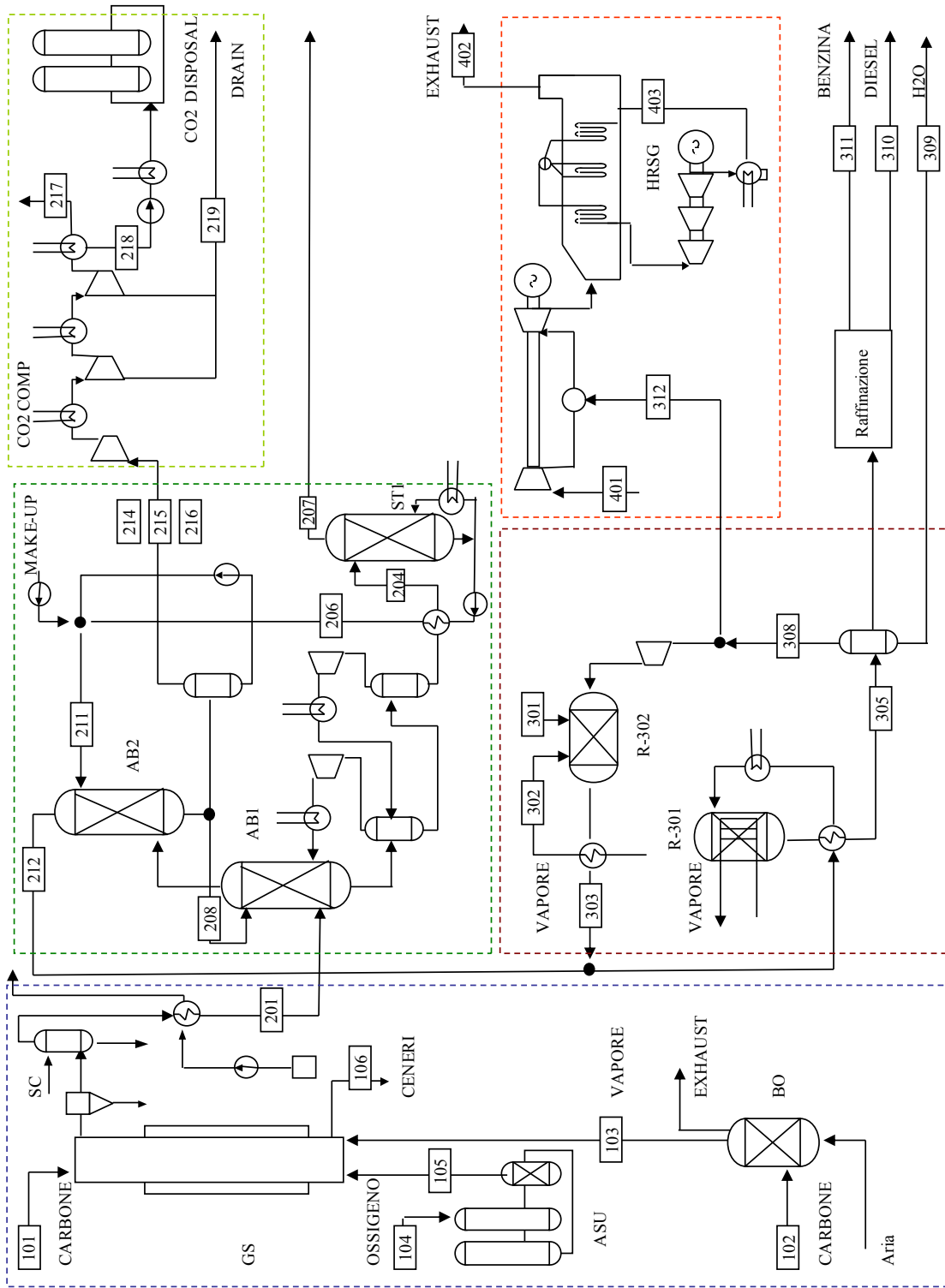


Figura 2.17: Schema dei principali input ed output delle due configurazioni

La resa in prodotti liquidi è risultata pari a 1,9 bbl/t di carbone alimentato all'impianto e nel caso di inserimento delle tecnologie CCS si è applicata una cattura dell'66%.

Il PFD semplificato nella figura seguente descrive le principali apparecchiature delle singole sezioni impiantistiche per entrambe le configurazioni. Al fine di rendere più chiaro lo schema non si sono inserite le linee ausiliare di vapore. La Tabella 10 riporta i bilanci in massa e le condizioni di temperatura e pressione delle principali correnti indicando la sezione impiantistica e la configurazione impiantistica alla quale si riferisce.

Di seguito viene illustrata l'analisi energetica dell'impianto CTL. In particolare, dato che il processo è fortemente condizionato dalla pressione operativa e dal rapporto di ricircolo, le valutazioni di seguito riportate non saranno di fatto le ottimali ma quelle relative alla condizioni di esercizio, pressione e ricircolo, scelte.



AB1	Assorbitore H <sub>2</sub> S	FL	Flash	SC	Scrubber
AB2	Assorbitore CO <sub>2</sub>	R-301	Reattore FT	BO	Boiler
ST1	Stripper H <sub>2</sub> S	R-302	Reattore ATR	ASU	Air Separation Unit

Figura 2.18: PFD dell'impianto

Tabella 10: bilanci in massa e condizioni di temperatura e pressione delle principali correnti

nome	Caso	Area	descrizione	portata	T	p
				kg/s	°C	bar
101	Base/CCS	gass	carbone gass	46,3	25	1
102	Base/CCS	gass	carbone boiler	5,2	25	1
103	Base/CCS	gass	vapore	92,9	300	30
104	Base/CCS	gass	aria	90,4	25	1
105	Base/CCS	gass	ossigeno	19,5	150	30
106	Base/CCS	gass	ceneri	5	25	1
201	Base/CCS	AGR	syngas	100	30	30
208	Base/CCS	AGR	soluzione povera con CO <sub>2</sub>	280	20	30
204	Base/CCS	AGR	soluzione ricca con H <sub>2</sub> S	267	100	1,2
206	Base/CCS	AGR	soluzione rigenerata da stripper	258	112,78	1,2
211	Base/CCS	AGR	soluzione ass. CO <sub>2</sub>	1894	10	30
214-215-216	Base/CCS	AGR	CO <sub>2</sub> da inviare alla compressione	60,5		
207	Base/CCS	AGR	H <sub>2</sub> S	8,8	50	1,2
212	Base/CCS	AGR	Syngas pulito	32,7	14	30
213	Base/CCS	AGR	MAKE UP	2,2	25	30
217	CCS	AGR	impurezze	0,1	15	1
218	CCS	AGR	CO <sub>2</sub> storage	60,3	25	150
219	CCS	AGR	Drenaggio	0,1	25	1
305	Base/CCS	FT	Ingresso reattore FT	35,4	250	25
301	Base/CCS	FT	ossigeno per ATR	5,7	300	25
302	Base/CCS	FT	vapore per ATR	5,3	550	25
306	Base/CCS	FT	gas di ricircolo	13,0	40	25
307	Base/CCS	FT	FT grezzo	11,6	70	19
311	Base/CCS	FT	benzina	4,2	15	1
310	Base/CCS	FT	diesel	7,5	15	1
309	Base/CCS	FT	acqua	16,9	25	19
312	Base/CCS	FT	tail gas vs area potenza	7,9	78	19
401	Base/CCS	Potenza	aria alimentazione TG	320	25	1,2
402	Base/CCS	Potenza	fumi	328	1214	23
403	Base/CCS	Potenza	acqua circuito vapore	53	25	30

Con l'obiettivo di paragonare le due opzioni si è valutata l'efficienza dell'impianto sulla base del potere calorifico inferiore, secondo la seguente formula (rendimento di primo principio):

$$\eta = (PCI_{FT} * F_{FT} + MWe) / (PCI_{carbone} * F_{carbone}) \quad (14)$$

Dove:

$F_{FT}$  rappresenta la portata in massa kg/s dei liquidi prodotti  
 $F_{carbone}$  rappresenta la portata in massa kg/s del carbone in ingresso

I risultati indicano che più del 47 % dell'input energetico viene convertito in energia elettrica e prodotti liquidi con una differenza di due punti percentuali tra i due casi.

Tabella 11: sommario dei principali ingressi ed uscita dell'impianto nelle due configurazioni

		Caso base	Caso CCS
Carbone	t/d	4500	4500
PCI carbone	MJ/kg	25	25
Potenza termica in ingresso	MWth	1287	1287
Benzina C5-C11	bbl/d	3240	3240
Diesel C12-C32	bbl/d	5290	5290
PCI FT <sup>a</sup>	MJ/kg	44	44
Ouput	MWth	512	512
Produzione elettrica netta	MWe	90	74
Energia elettrica prodotta	MWhe/a	669.531	551.574
Rendimento totale	$\eta$	0,47	0,45
Rendimento in prodotti liquidi	$\eta_{FT}$	0,40	0,40
Percentuale di CO <sub>2</sub> catturata	%	0	66,5
Portata di CO <sub>2</sub> da inviare a stoccaggio	t/d	0	5210
Portata di CO <sub>2</sub> emessa	t/d	7828	2618
Ceneri	t/d	431	431

<sup>a</sup> Il valore assunto per il potere calorifico inferior dei prodotti FT è stato tratto da letteratura <sup>1</sup>

Relativamente alla resa in prodotti liquidi questa è risultata del 40 % per entrambe le configurazioni. I valori ottenuti si allineano con quanto riportato in letteratura per impianti con configurazioni impiantistiche simili [11]. Al fine di valutare la penalizzazione determinata dall'inserimento della cattura della CO<sub>2</sub> sul rendimento dell'impianto si è definito il seguente indicatore

$$EP = \frac{\eta_{casobase} - \eta_{casoCCS}}{\eta_{casobase}} \quad (15)$$

Questa grandezza indica l'incremento di input energetico ossia di carbone alimentato all'impianto determinato dall'introduzione della cattura della CO<sub>2</sub>. Nella presente elaborazione l'EP è risultato 2,7 %. Solo come riferimento va indicato che nel caso della tecnologia IGCC equipaggiata con o senza CCS tale indice assume un valore del 12 % [12] con livelli di cattura simili al caso CTL.

Il calcolo degli ausiliari è stato condotto con l'ausilio del codice AspenPlus per le sezioni di cui si è sviluppata l'analisi di simulazioni, per le restanti parti di impianto si sono utilizzati riferimenti di letteratura [13] I risultati vengono illustrati nel grafico in figura 2.19.

<sup>1</sup> Andre P. Steynberg, Herman G. Nel. Clean coal conversion options using Fischer-Tropsch technology Fuel 83 (2004) 765-770

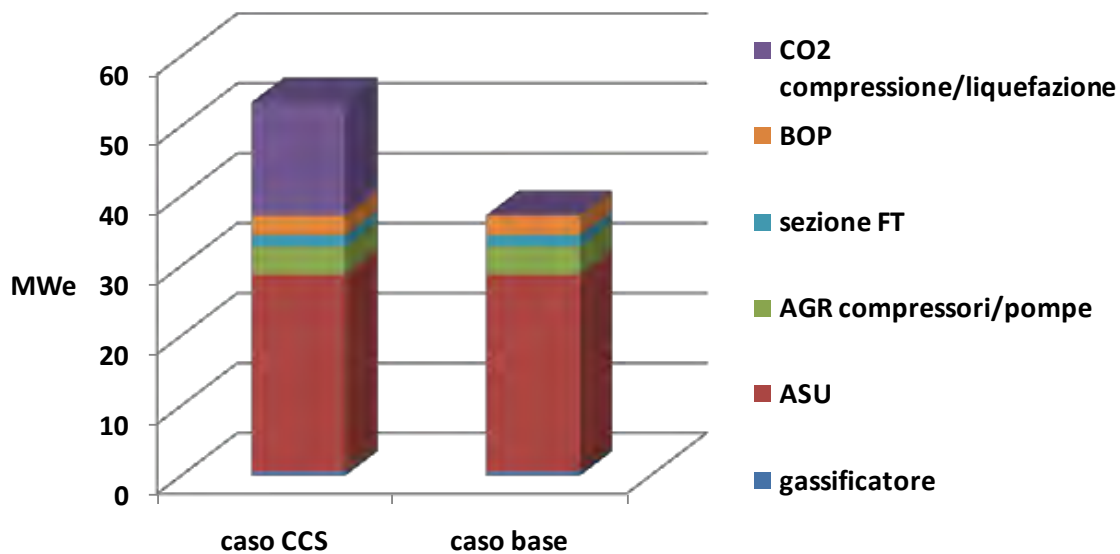


Figura 2.19: Suddivisione del carico degli ausiliari

Relativamente alla spesa energetica degli ausiliari per entrambi i casi la sezione ASU risulta la sezione più energivora dell'impianto coprendo il 74 % sul totale degli ausiliari nel caso base. Ovviamente qualora si consideri l'inserimento della tecnologia CCS gli ausiliari relativi a tale sezione risultano pesare per un 30 % sul totale. Va quindi concluso che l'introduzione delle CCS porta ad una penalizzazione energetica. Questo decremento dell'efficienza risulta minore rispetto a quanto avviene negli impianti di potenza, questo poiché in tali impianti introdurre la CCS equivale nel caso di un IGCC ad introdurre sezioni di impianto quali lo shift e sezioni AGR più complesse. Nel caso di impianti CTL la rimozione della CO<sub>2</sub> è intrinsecamente inserita nel processo al fine di favorire la frazione dei prodotti liquidi piuttosto che dei gassosi.

#### Risultati della sezione compressione CO<sub>2</sub>

Nella configurazione che prevede la cattura e il sequestro della CO<sub>2</sub> si è inserita un'unità di compressione e liquefazione dell'anidride carbonica separata. La CO<sub>2</sub> recuperata a tre livelli di pressione viene compressa e depurata nel suo contenuto in acqua e impurità e quindi liquefatta per essere pompata a 150 bar.

Tabella 12: bilancio in massa delle correnti in ingresso e uscita della sezione di compressione della CO<sub>2</sub>

Nome	CO <sub>2</sub> alta p	CO <sub>2</sub> -media p	CO <sub>2</sub> -bassa p	CO <sub>2</sub> storage	impurezze	H <sub>2</sub> O
Numero	214	215	216	218	217	219
Portata (kg/s)	5,7	41,5	13,3	60,3	0,1	0,10
T (°C)	40	70	50	25	20	27
p (bar)	18	6	1,2	150	82	6,31
% in peso dei principali composti						
DEPG	4,27E-04	1,30E-02	8,42E-03	4,06E-05	0,00	6,86
CO	9,06	0,40	0,01	1,12	3,92	0,00
CO <sub>2</sub>	84,70	98,80	99,60	97,90	93,60	0,22
H <sub>2</sub>	1,00	0,02	0,00	0,11	0,65	0,00
H <sub>2</sub> O	0,01	0,23	0,31	250 ppm	0,01	92,90
CH <sub>4</sub>	5,22	0,52	0,03	0,85	1,82	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,01	0,02	128 ppm	0,007900	0,000345

La Tabella 12 riporta il contenuto in CO<sub>2</sub> espresso come portata in massa nelle principali correnti della sezione di compressione della CO<sub>2</sub>

La corrente ricca in CO<sub>2</sub> in uscita rispetta le specifiche che generalmente è necessario rispettare sia per il trasporto in pipeline sia per il sequestro della CO<sub>2</sub> in acquiferi marini: Relativamente alle specifiche in pipeline si sono riportati i valori indicati dalla Kinder Morgan, queste specifiche si riferiscono ad un progetto di estrazione di grezzo mediante la tecnologia EOR e possono essere considerate come un accordo commerciale di vendita della CO<sub>2</sub>. Generalmente i valori considerati rappresentano una sintesi tra le esigenze di protezione dalla corrosione e/o occlusione della pipeline con quelle prettamente geologiche.

Tabella 13: limiti operativi raccomandati per il trasporto ed il sequestro della CO<sub>2</sub> in siti geologici

Componente/grandezza	Fonte Kinder Morgan pipeline [9]	Fonte NETL stoccaggio acquiferi salini [10]
CO <sub>2</sub>	Min. 95 vol %	
N <sub>2</sub>	Max 4 vol %	Non vi sono limiti
CH <sub>4</sub>	Max 5 vol %	<0,8 vol %
H <sub>2</sub> O	257 ppm wt	0,015 vol %
O <sub>2</sub>	10 ppm wt	
SO <sub>x</sub>	-	<3 vol %
NO	-	
H <sub>2</sub> S	10-200 ppm	<1,5 vol %
H <sub>2</sub>	-	Incerto
Ar	-	
CO	-	
Glycol	Max 4*10 <sup>-5</sup> l/m <sup>3</sup>	
Temperature	Max 50 °C	
Pressione finale di sequestro	15,16 MPa	

#### Risultati della sezione di Fischer Tropsch

Nella presente analisi si è ipotizzato di modellizzare il processo Fischer Tropsch attraverso l'utilizzo della distribuzione ASF basata su valori sperimentali, relativi alle rese del processo, individuati in letteratura.

Le portate totali e la composizione in massa delle correnti a monte e a valle del reattore (R-301) sono riportate nella Tabella successiva. La distribuzione dei prodotti così ottenuta segue quanto delineato nel paragrafo delle assunzioni ed è quindi legata ai parametri  $\alpha_1$  e  $\alpha_2$ . Va indicato che, come descritto in precedenza, nella frazione in peso relativa al C<sub>20</sub> sono compresi tutti quei composti da C<sub>20</sub> a C<sub>32</sub>, mentre la frazione in peso relativa al C<sub>32</sub> indica la distribuzione di tutti i composti con più di 32 atomi di carbonio.

La Tabella successiva riporta la distribuzione dei prodotti relativa alla sola componente idrocarburica come % in peso delle principali frazioni

Tabella 14: distribuzione in % in peso delle frazioni ottenute

	Frazione	% peso
Tail gas	C1-4	18
benzine	C5-C11	41
diesel	C12-C20	23
wax (cere)	C20+	17

La selettività rispetto alla resa di prodotti liquidi del processo è  $S_{C5+} = 0,82$ . Tali valori risultano in linea con quanto si ottiene sperimentalmente su catalizzatori a base di cobalto [18] che rispetto ai catalizzatori a base di ferro presentano una selettività verso i prodotti liquidi maggiore. La figura successiva riporta la distribuzione dei prodotti come percentuale in peso (W%) nella frazione liquida.

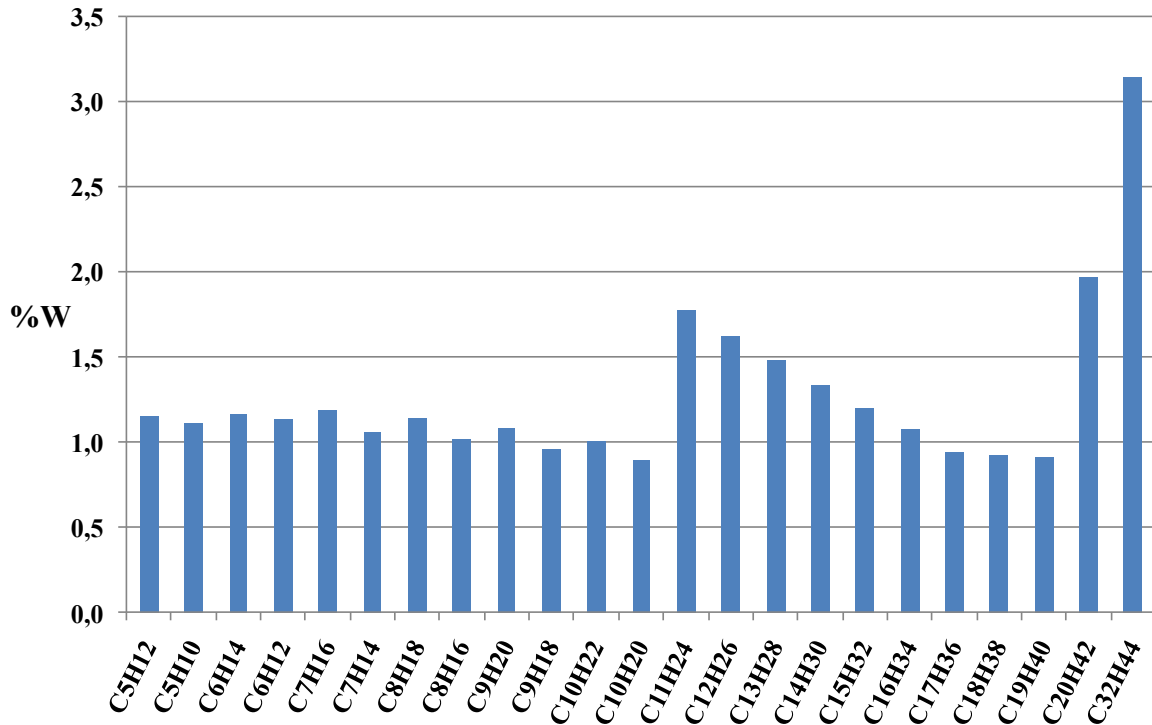


Figura 2.20: distribuzione espresso in % in peso della frazione liquida C5+

A valle del reattore FT al prodotto grezzo viene sottratta l'acqua e quindi separato mediante flash a 19 bar, nelle sue componenti leggere, i tali gas C1-C4 e i pesanti ovvero i  $C_{5+}$ . Parte della componente leggera (corrente 305) viene inviato al reattore ATR (R-302) e la restante (corrente 312) alla sezione di potenza.

Al fine di disporre di  $H_2$  per i processi di raffinazione quali l'idrocracking, il gas prima di essere inviato alla sezione di potenza passa attraverso le Pressure Swing Adsorber e cede parte dell' $H_2$ . Il contenuto in  $H_2$  necessario è normalmente pari all'1% in peso del prodotto grezzo da trattare [13].

Relativamente alla sezione ATR la Tabella 10 riporta i bilanci in massa ed indica il consumo di vapore e di ossigeno. In questa sezione i composti dal C1 al C4 vengono riformati in CO e  $H_2$ . Il vapore alimentato al reattore viene prelevato dal ciclo vapore estraendolo dalla turbina al livello di 25 bar e surriscandandolo a  $T=550^\circ C$ . Relativamente all' $O_2$  viene alimentato dall'ASU.

La corrente gassosa in uscita dal reattore viene raffreddata cedendo il proprio contenuto termico, circa 65 MW, per produrre vapore a 25 bar (corrente 302). In seguito viene purificata nel suo contenuto in acqua e miscelata con la corrente proveniente dalla sezione AGR per essere inviata al reattore FT.

La Tabella 15 riporta la composizione come frazione in peso dei prodotti liquidi ottenuti e del tail gas a valle del flash. I composti idrocarburici non gassosi, ovvero i  $C_{5+}$ , vengono splittati su due correnti: la corrente benzina nella quale si sono inseriti i composti tra C5-C10 e la corrente diesel dove sono confluiti i restanti componenti (C11-C32).

Il calore prodotto dal processo Fischer Tropsch è pari a 140 MWth che equivalgono alla generazione di circa 180 t/h di vapore sovrassaturo a 20 bar e  $T=250^\circ C$  da inviare ad espandere nella turbina del ciclo vapore di cui è dotato l'impianto.

Tabella 15: composizione come % in peso dei prodotti della sezione FT

Descrizione	Benzina	Diesel	Tailgas
Numero	311	310	308
Portata massica (kg/s)	4,16	7,48	16,56
Temperatura (°C)	15	15	79
Pressione (bar)	1,1	1,1	19
	% in peso		
CO	0,000	0,000	0,204
H2	0,000	0,000	0,121
H2O	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0,191
CH4	0,000	0,000	0,411
C2H6	0,000	0,000	0,018
C2H4	0,000	0,000	0,001
C3H8	0,000	0,000	0,011
C3H6	0,000	0,000	0,014
C4H10	0,000	0,000	0,012
C4H8	0,000	0,000	0,017
C5H12	0,068	0,000	0,000
C5H10	0,066	0,000	0,000
C6H14	0,072	0,000	0,000
C6H12	0,071	0,000	0,000
C7H16	0,078	0,000	0,000
C7H14	0,069	0,000	0,000
C8H18	0,078	0,000	0,000
C8H16	0,070	0,000	0,000
C9H20	0,077	0,000	0,000
C9H18	0,069	0,000	0,000
C10H22	0,076	0,000	0,000
C10H20	0,067	0,000	0,000
C11H24	0,139	0,000	0,000
C12H26	0,000	0,081	0,000
C13H28	0,000	0,054	0,000
C14H30	0,000	0,053	0,000
C15H32	0,000	0,052	0,000
C16H34	0,000	0,052	0,000
C17H36	0,000	0,051	0,000
C18H38	0,000	0,049	0,000
C19H40	0,000	0,048	0,000
C20H42	0,000	0,216	0,000
C32H44	0,000	0,345	0,000
N2	0,000	0,000	0,03

In conclusione nella presente elaborazione si è ottenuta in uscita dall'impianto una corrente di circa 9000 bbl/d di prodotti liquidi grezzi costituiti da paraffine e in minima parte da olefine da inviare alla raffinazione. Si è quindi ottenuto circa 2 bbl/t per tonnellata di carbone alimentato all'impianto.



Analisi delle emissioni di CO<sub>2</sub>

Lo studio sviluppato fornisce le basi per stimare l’emissioni globali associate alla conversione del carbone in prodotti liquidi ed energia elettrica. I punti di emissione della CO<sub>2</sub> si possono individuare nelle seguenti sezioni:

- AGR
- Caldaia ausiliaria al gassificatore
- Sezione di potenza

Come descritto in precedenza la cattura della CO<sub>2</sub> si è applicata sulla corrente in uscita dal gassificatore. In questo modo si è operato su una corrente con elevate pressioni parziali della CO<sub>2</sub> con un conseguente minore dispendio energetico. Nel caso CCS circa 1,6 milioni di tonnellate anno di CO<sub>2</sub> vengono catturate ed inviate alla fase di sequestro mentre 0,8 milioni di tonnellate anno vengono emesse in atmosfera. I risultati del lavoro sviluppato indicano una percentuale di cattura del 66%.

Performance migliori potrebbero essere ottenute nell’ottica di un approccio Zero Emission aggiungendo una sezione di cattura a valle della caldaia ausiliaria al gassificatore e della sezione di potenza. In tal caso si andrebbe ad operare la cattura su una corrente diluita in CO<sub>2</sub> con la concentrazione tipica dei fumi di combustione (13-15 %) applicando tecnologie che richiedono un notevole dispendio energetico e quindi un incremento nei costi di installazione ed esercizio.

La figura 2.21 indica i flussi di CO<sub>2</sub> globalmente emessi considerando la CO<sub>2</sub> emessa dai combustibili liquidi durante il loro utilizzo. Analizzando il flusso di carbonio contenuto nel carbone alimentato all’impianto, questo si distribuisce come segue: circa 1% nel char come incombusti, il 51 % viene catturato e inviato allo storage, il 22 % viene emesso in atmosfera ed il restante 26 % è contenuto nei prodotti liquidi.

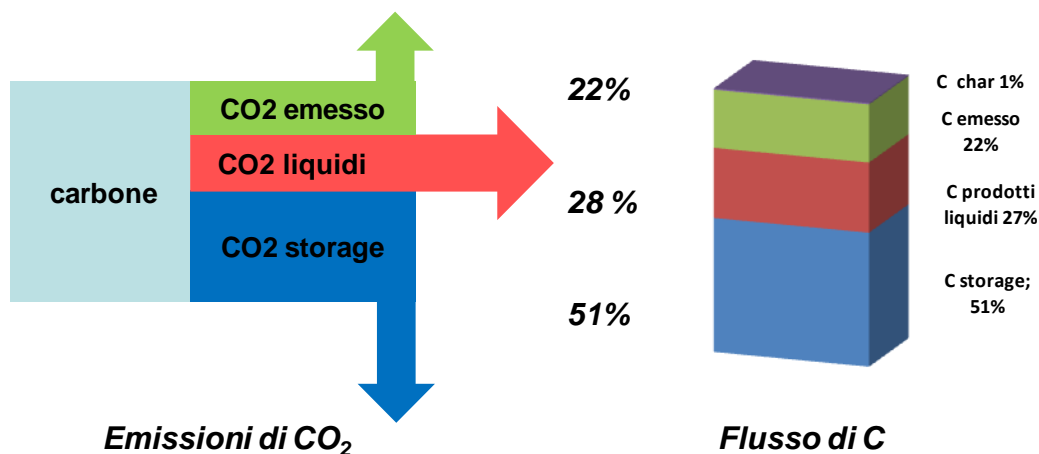


Figura 2.21: Emissioni globali di CO<sub>2</sub> e flussi di C

### 3. Analisi economica

L'obiettivo di questo capitolo è stato di determinare il costo dell'unità di energia prodotta come prodotto liquido e di valutare la convenienza dell'impianto rispetto al costo del petrolio. Va indicato che la produzione di combustibili liquidi a partire dal carbone permette di diversificare le fonti di approvvigionamento staccandosi dalla sola dipendenza dal petrolio e quindi dalle oscillazioni di mercato che questo subisce.

La convenienza della tecnologia coal to liquid dipende quindi da condizioni strategiche legate sia al prezzo del petrolio considerato come il prodotto concorrenziale sia alla possibilità di approvvigionarsi di carbone a prezzi contenuti.

Un parametro che generalmente si usa per definire la redditività è il costo a bocca di impianto dell'unità di energia prodotta. Tale parametro indica il minimo prezzo al quale il prodotto liquido deve essere venduto sul mercato al fine di:

- coprire i costi operativi di impianto (inclusi i costi computati per l'emissione della CO<sub>2</sub>),
- coprire il debito;
- fornire il ritorno agli investitori.

Si è quindi calcolato il prezzo del grezzo tale che l'iniziativa abbia un tasso interno di rendimento del 18%; ovvero si è definito il prezzo di vendita del prodotto raffinato in funzione del valore del grezzo.

Pertanto l'analisi economica, finanziaria è stata condotta stimando l'attualizzazione dell'investimento ossia il valore attuale netto e quindi il TIR e il pay back. A tal fine si sono effettuate una serie di assunzioni finalizzate a definire la struttura finanziaria del progetto di investimento. Questa metodologia che si basa sulla valutazione del TOC e sul VAN risulta utile per sviluppare le analisi di scenari al variare di determinati parametri chiave, ed assume quindi un utile valenza politica e di studio.

La metodologia seguita e le assunzioni vengono descritte nei paragrafi successivi. Si riassume quindi di seguito i bilanci dell'impianto con le principali grandezze in ingresso e in uscita.

Tabella 16: grandezze di interesse in ingresso e uscita dall'impianto

		Caso base	Caso CCS
Carbone	t/d	4447	4447
Prodotti liquidi	bb/d	8530	8530
CO <sub>2</sub> storage	t/h	-	5210
CO <sub>2</sub> off	t/h	7828	2618
ceneri	t/d	431	431
Energia elettrica	MWe	91	75

### 3.1 Stima e metodologia dei costi totali di impianto

La valutazione dei costi di investimento è stata effettuata prendendo come riferimento quanto disponibile in letteratura ed applicando la metodologia del fattore di scala. La principale fonte per la stima dei costi sono stati i rapporti sviluppati dal DOE.

La metodologia del fattore di scala prevede di adeguare un costo reperito in letteratura alla scala considerata nello studio.

Nel particolare la formula che si applica è la seguente:

$$C=Co(S/So)^f \tag{16}$$

Dove si indica per:

- C il costo dell'apparecchiatura o del blocco impiantisco alla taglia analizzata (M€)
- Co il costo dell'apparecchiatura o del blocco impiantisco reperito in letteratura(M€)
- S grandezza di riferimento caratteristica per la taglia del componente o blocco impiantistico reperita in letteratura
- So grandezza di riferimento caratteristica per la taglia del componente o blocco impiantistico alla taglia analizzata
- f fattore di scala

Al fine di definire i costi di investimento di base dei singoli blocchi impiantistici si è seguita la struttura definita dal NETL [14] a cui fanno riferimento i rapporti inerenti studi di fattibilità di impianti alimentati a carbone e a gas sviluppati dal DOE e dal NETL .

I costi di investimento totali definiti in questa elaborazione con l'acronimo inglese TOC (Total Overnight Cost) risultano composti da più voci secondo la struttura successivamente riportata:

$$TOC = \text{Costo base di impianto (C)} + \text{costo di ingegneria} + \text{costi di imprevisto} + \text{owner' cost} + \text{costi di startup}$$

Generalmente le prime tre voci si indicano con la sigla TPC (Total Plant Cost)

I costi totali di impianto (TPC) così definiti includono il costo base di impianto, ovvero l'apparecchiatura, il materiale, il lavoro sia diretto che indiretto, il costo di installazione, a cui si aggiunge il costo dell'ingegneria (EPC) e altri costi ovvero la stima degli imprevisti.

#### Costo di ingegneria (EPC)

Il costo di ingegneria include i costi sostenuti per l'ingegnerizzazione del progetto, viene indicato spesso con l'acronimo EPC (Engineering, Procurement and Construction) normalmente il costo di ingegneria si stima come il 10 % del costo di costruzione/installazione.

#### Costi imprevisti

La voce imprevisti, che include sia gli imprevisti di processo che di progetto, viene inserita nella stima dei costi totali per includere i costi non conosciuti al momento della progettazione ma che potrebbero essere sostenuti in futuro.

Gli imprevisti legati al processo sono dovuti alla maturità del processo stesso e il loro valore varia da 0 % del costo d'impianto per tecnologie diffuse commercialmente al 40 % del costo d'impianto per tecnologie non conosciute. Tale valutazione va quindi fatta per ciascuna sezione dell'impianto. Nella presente elaborazione si è applicato un fattore del 25 % sul costo base d'impianto alla sola sezione impiantistica Fischer Tropsch, considerata la tecnologia con minore maturità commerciale. Relativamente alla stima dei costi di

imprevisto legati al progetto si sono applicati a tutte le sezioni dell'impianto con un valore pari al 20 % del costo base dell'impianto.

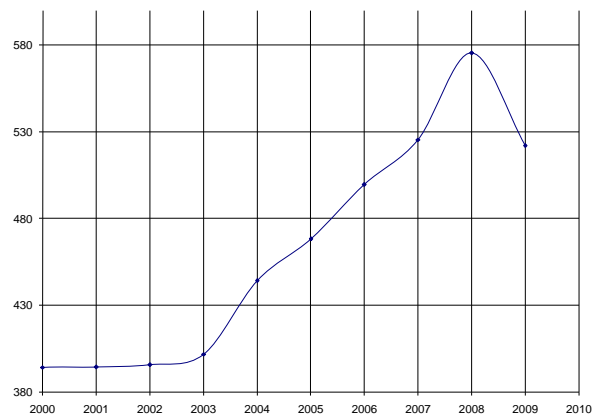


Figura 3.1: andamento del Chemical Engineering Plant Cost Index dal 2000-2010

Si è inoltre attualizzato il costo al 2010 attraverso il CEPCI<sup>2</sup> (Chemical Engineering Plant Cost Index) il cui andamento negli ultimi dieci anni è riportato nella figura 3.1.

Tabella 17: Calcolo del costo base di impianto con e senza CCS

Area dell'impianto	Costo base (\$2010)	
	Base case	CCS case
ASU, compressione dell'O <sub>2</sub> <sup>a</sup>	110	110
Caldaia a polverino <sup>b</sup>	48	48
Gass.&accessori <sup>c</sup>	162	162
Selexol CO <sub>2</sub> AGR due stadi <sup>b</sup>	70	70
Compressione CO <sub>2</sub> <sup>a</sup>	0	12
Reattore FT, upgrading, ATR <sup>d</sup>	59	59
Turbina a gas <sup>e</sup>	39	39
Turbine a vapore e ciclo vapore <sup>d</sup>	10	10
Movimentazione e gestione ceneri <sup>d,e</sup>	27	27
BOP <sup>d</sup>	40	40
<b>Totale costo base</b>	<b>567</b>	<b>578</b>

<sup>a</sup> ASU, compressione dell'O<sub>2</sub> e compressione della CO<sub>2</sub> ai valori di pressione supercritici sono stati tratti da: Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass Thomas G. Kreutz, Eric D. Larson, Guangjian Liu, Robert H. Williams Princeton Environmental Institute Princeton University Prepared for 25th Annual International Pittsburgh Coal Conference 29 September – 2 October, 2008 Pittsburgh, Pennsylvania, USA

<sup>b</sup> Selexol CO<sub>2</sub> AGR due stadi e Caldaia a polverino si sono basati su: Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants DOE/NETL-2007/1281

<sup>c</sup> Gass.&accessori si sono basati su: British Gas / Lurgi Gasifier IGCC Base Cases PED-IGCC-98-004 September 1998 Latest Revision June 2000 NETL

<sup>2</sup> Pubblicato sul Chemical Engineering Magazine

<sup>d</sup> Fonte: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities DOE/NETL-2007/1253

<sup>e</sup> BOP Balance of Plant include: sistema acqua di raffreddamento, impianto elettrico ausiliario, strumentazione & controllo, adeguamento del sito, edifici e strutture civili.

Gli owner'cost sono altri costi sostenuti dal proprietario durante il periodo della costruzione. Il costo "overnight" di costruzione di un impianto è da intendersi come il costo che sarebbe sostenuto per la costruzione dell'impianto se questa fosse "istantanea. Di conseguenza i costi TOC definiscono il costo sostenuto per costruire l'impianto alla data di riferimento escludono quindi la crescita del costo del lavoro e del costo delle apparecchiature durante la fase della costruzione e i costi sostenuti per coprire l'interesse sul debito nel medesimo periodo. Infine il costo overnight trascura il valore dell'inflazione durante il periodo di costruzione.

La Tabella 17 indica le singole voci che compongono il costo base di impianto specificando la fonte di riferimento.

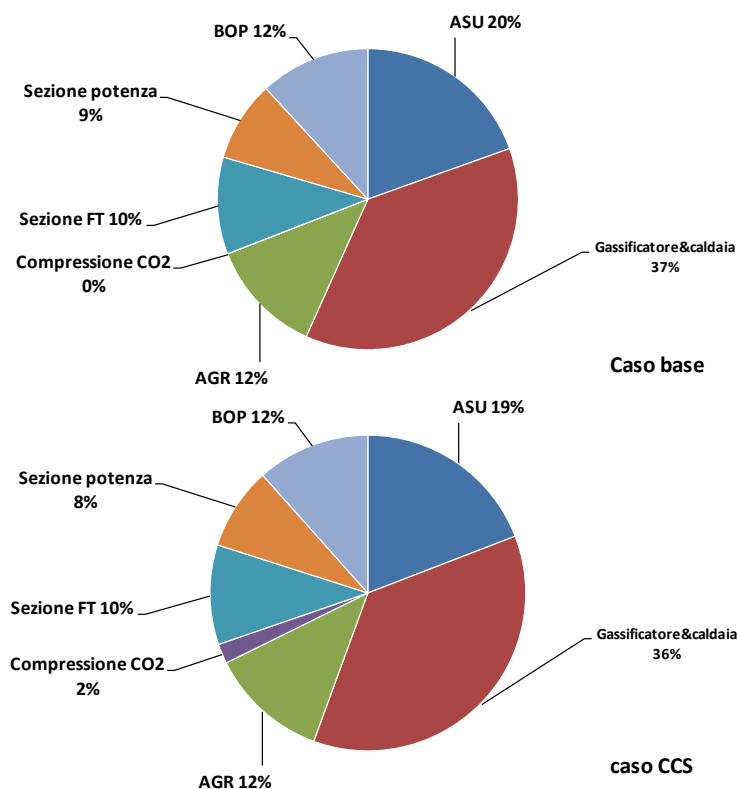


Figura 3.2: ripartizione in % delle voci che compongono il costo base di impianto

Nei grafici in figura 3.2 si riporta la suddivisione in percentuale del costo delle singole sezioni dell'impianto rispetto al costo base dell'impianto.

Come si evince dal grafico le componenti che presentano un costo maggiore nel costo base dell'impianto sono la sezione di gassificazione (quasi il 40 %) e l'ASU.

Tabella 18: costo totale di impianto, costi di investimento totali e assunzioni

	Caso base	Caso CCS		
Totale Costo base di impianto (C)	567	578	M\$	
Ingegneria (EPC)	45	46	M\$	10 % di C
Totale C+EPC	612	625	M\$	EPC+C
imprevisti di progetto	113	116	M\$	20 % di C
imprevisti di processo	15	15	M\$	25 % di C della sezione FT
Totale TPC	741	756	M\$	
start up	12	12	M\$	% su TPC
Owner's Costs	59	60	M\$	% su TPC
<b>Totale costi di impianto</b>	<b>812</b>	<b>829</b>	M\$	

### 3.2 Assunzioni economiche e finanziarie

Nel caso si volesse verificare la fattibilità e la redditività dell'iniziativa è necessario aggiungere la struttura finanziaria della voce di costo in modo da definire i parametri finanziari utili per gli investitori; tale valutazione verrà sviluppata in questo paragrafo

L'analisi economica dell'impianto è stata realizzata mediante la valutazione del VAN (Valore Attuale Netto), definito dalla relazione

$$VAN = F_0 + \sum_{k=0}^n \left[ \frac{FC_k}{(1+i)^k} \right] \quad (17)$$

Dove:

VAN = Valore Attuale Netto (€)	
FCK = Bk-Ck = flusso di cassa nell'anno k-esimo	(M€/a)
Bk = ricavi annuali derivanti dall'iniziativa	(M€/a)
Ck = Costi annuali derivanti dall'iniziativa	(M€/a)
i = tasso di sconto effettivo	(%)
n = vita dell'investimento	(anni)
F <sub>0</sub> = investimento iniziale ovvero Costo totale di impianto (TOC)	(M€)

Con il termine in parentesi quadra si attualizzano i flussi di cassa derivanti dalla realizzazione di una iniziativa, per cui la loro sommatoria costituisce il "vantaggio globale" che si ha durante la vita dell'iniziativa. I valori finanziari che si vanno ad analizzare per stimare la redditività o meno dell'iniziativa sono il TIR il VAN ed il payback. Il VAN ovvero il Valore Attuale Netto è il valore che assume il flusso di cassa a fine vita dell'impianto, ovviamente l'iniziativa è redditiva se il VAN>0.

Il TIR o tasso interno di rendimento è il valore del tasso di sconto tale che il VAN=0, mentre il payback è il numero di anni necessari a recuperare il capitale iniziale. Generalmente il valore del TIR è il parametro di interesse per la finanziabilità o meno dell'iniziativa imprenditoriale.

Le principali assunzioni economiche finanziarie della presente elaborazione sono indicate nella Tabella 19 e sono quelle tipicamente utilizzate per studi similari applicati alla valutazione della redditività di impianti di generazione di energia elettrica.

Nella Tabella vengono riportate anche le assunzioni relative alle voci di costo e dei ricavi utilizzati nell'elaborazione economica

I costi di investimento (TOC), nel loro complesso, sono stati distribuiti nel corso del periodo di costruzione dell'impianto (2012-2015) nella seguente modalità:

- 10 % primo anno di costruzione
- 60 % secondo anno di costruzione
- 30 % terzo anno di costruzione

Un'ulteriore assunzione è il rapporto tra capitale di debito e capitale proprio a tale fine è necessario considerare la tipologia di investimento in questione.

È, infatti, generalmente accettata l'idea che i diversi livelli di rischio di un'attività di investimento si riflettano in un diverso costo del capitale richiesto dai finanziatori e per questo ne influenzino la composizione<sup>3</sup>. Progetti con un maggiore livello di rischio, da un lato limitano l'ammontare di capitale di debito ottenibile poiché scoraggiano i portatori di capitale di debito, dall'altra implicano un più alto costo

<sup>3</sup> Fonte: "Analisi dei costi di produzione degli impianti termoelettrici alimentati a biomassa" O. Perego, L. Augello, C.Bossi, F. Paletta, C. Zagano-Politecnico di Milano – Giacomo Filetti

del capitale, poiché i rendimenti richiesti dai portatori di equity saranno più elevati. Nello specifico si è supposto un ricorso all'indebitamento per il 55 %, tipica per investimenti a medio rischio  
 La vita utile dell'impianto è stata assunta di 30 anni. Si è ipotizzato di alimentare l'impianto con un mix di carbone composto per un 40 % di carbone di importazione ed il restante di provenienza locale. I costi e i ricavi sono stati fatti crescere con un tasso di inflazione pari al 2 %.

Tabella 19: assunzioni economico finanziaria

Voce/assunzione	valore	unità
Periodo di costruzione	3	anni
Vita operativa dell'impianto	30	anni
Periodo di ammortamento finanziario	30	anni
Tasso di interesse	8	%
Tasso di inflazione	2	%
Coef di ammortamento	0,09	
Valore residuo dell'impianto	0	M€
Struttura finanziaria capitale debito: capitale proprio	45:55	%
Fattore di carico	0,85-7446 h	7446 h
Distribuzione del TOC durante costruzione	10 : 60: 30	%
Costo del carbone di importazione	100 \$/t	\$/t coal
Costo del carbone del Sulcis	65 €/t	€/t coal
Costi operativi e di manutenzione fissi	4	% di TPC
Costi operativi e di manutenzione variabili	1,2	% di TPC
Costo di confinamento della CO <sub>2</sub>	4 €/tCO <sub>2</sub>	€/t CO <sub>2</sub>
coefficiente di ammortamento	0,12	
IRES	27,5	
IRAP	3,9	
costo quota CO <sub>2</sub>	10	\$/t CO <sub>2</sub> emesse
FT prezzo di vendita	\$123/bbl	+25% prezzo grezzo
Prezzo vendita energia elettrica	\$50/MWh	8 c€/kWh

### 3.3 Stima dei costi e dei ricavi

Nella stima dei costi e dei ricavi si è assunto un fattore di carico di 0,85 per l'impianto per tener conto del livello di know how ed esperienza della tecnologia. Tale assunzione equivale ad un esercizio dell'impianto di 7446 h annuali.

#### 3.3.1 Stima dei costi operativi

I costi operativi relativi all'impianto sono composti dalle seguenti voci principali:

- costo del carbone;
- altri costi operativi e di manutenzione dell'impianto;
- costi operativi per compressione, trasporto e confinamento della CO<sub>2</sub>;
- costo di acquisto delle quote di emissione di CO<sub>2</sub>;
- Costi di ammortamento

#### Costo del carbone

Il costo del carbone di importazione è stato valutato sulla base di un costo CIF<sup>4</sup> ARA di 100 \$/t (valore medio stimato da Bloomberg<sup>5</sup> nel periodo 2010-2012) al quale vanno aggiunti circa 6 \$/t come maggiorazione per i trasporti nel Mediterraneo e per tener conto dei costi doganali a destinazione e per le accise (circa 2,9 €/t valore calcolato sulla base di quanto indicato dall'Agenzia delle Dogane). Si è assunto un incremento annuale del costo del carbone del 2 %. Relativamente al costo del carbone di provenienza Sulcis si è assunto un valore di 65 €/t.

#### Costi operativi e di manutenzione

I costi operativi e di manutenzione (O&M, operating and maintenance) sono stati calcolati sulla base di dati di letteratura (DOE 2007/1253) [15]. Questi costi tengono conto del personale impiegato per la centrale amministrativo e tecnico (circa 48 dipendenti nel riferimento in letteratura escluso il personale addetto al material handling per un impianto da 9000 bbl/d), definiti come costi fissi annuali.

La stima dei costi fissi d'esercizio è composta dalla seguenti voci:

- Manutenzione ordinaria impianto di digestione.
- Gestione ordinaria impianto (personale dedicato).
- Spese generali.

Normalmente il costo del personale è pari al 50 % dei costi fissi.

A questi costi è necessario aggiungere il costo dei consumabili e delle strutture a servizio dell'impianto, ossia i costi variabili ed il costo della gestione del sistema di material handling, ovvero di movimentazione dei materiali (combustibili, ceneri, consumabili e sottoprodotti) comprensivi del personale a questo adibito. Tali costi sia i fissi che i variabili si possono quindi stimare come una percentuale del costo di investimento TCP:

---

<sup>4</sup> Per CIF (Cost, Insurance and Freight) s'intende la clausola contrattuale relativa al trasporto internazionale via nave. Nello specifico, il costo CIF comprende, oltre al trasporto effettivo, anche lo scarico del materiale, le spese doganali relative al paese d'origine, quelle per l'ottenimento di eventuali licenze di esportazione e i costi di assicurazione del carico. L'acronimo ARA (Amsterdam/Rotterdam/Antwerp) è generalmente impiegato per indicare i trasporti marittimi dei combustibili (e in particolare del petrolio greggio) fino ai porti dell'Europa Nord-Occidentale. (<http://www.bloomberg.com/apps/quote?ticker=API2YR1:IND#>)

<sup>5</sup> Agenzia di informazione finanziaria fondata nel 1981 a New York da Michael R. Bloomberg

- costi fissi                    4 % del TPC
- costi variabili                1,2 % del TPC

L'assunzione risulta confermata dai valori riportati in altri studi di fattibilità formulati dal DOE/NETL per impianti IGCC (Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity DOE/NETL-2010/1397)

Costi operativi per compressione, trasporto e confinamento della CO<sub>2</sub>

Nella stima del costo di trasporto, stoccaggio e monitoraggio della CO<sub>2</sub> si fa in modo che tutti i costi del ciclo di vita dell'anidride carbonica siano attribuiti all'impianto che la produce. La CO<sub>2</sub> separata viene disidratata, compressa (a circa 15 MPa) e inviata mediante pipeline al sito di confinamento..

L'entità di tali costi è proporzionale alla quantità di CO<sub>2</sub> inviata allo stoccaggio, alla lunghezza del tragitto (il costo del trasporto infatti è indicato in €/ton per 100km) e al tipo di confinamento (geologico, produttivo, minerale).

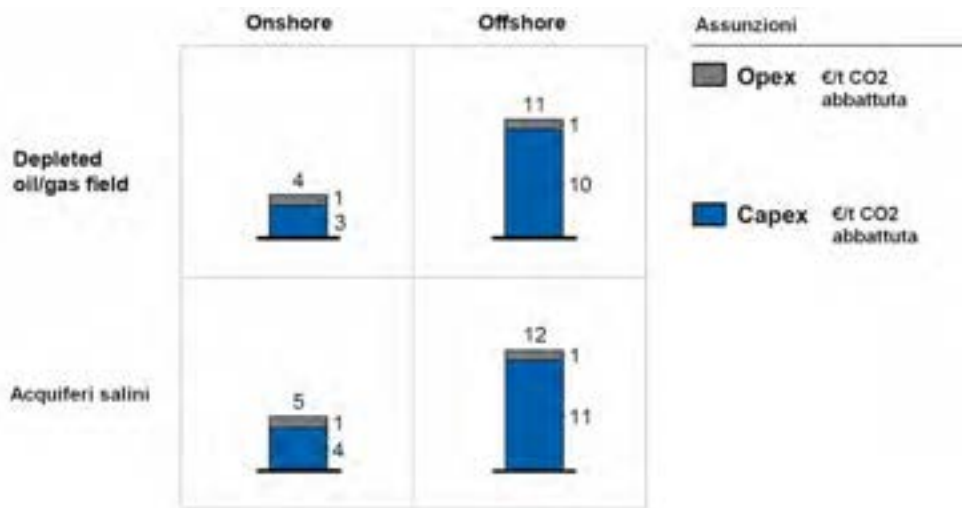


Figura 3.3:Costo del confinamento della CO<sub>2</sub>, blu : realizzazione opera; grigio : gestione

Lo studio sulle tecnologie CCS svolto da McKinsey&Company, afferma che mediamente la distanza tra un impianto e il deposito è di 300 km, che dà luogo a un costo complessivo di 4 €/ton nel caso di trasporto onshore e 6 €/ton per l'offshore. Inoltre, sempre secondo lo studio, attualmente l'unico modo di stoccare grandi quantità di CO<sub>2</sub> tecnologicamente possibile e conveniente è il deposito geologico, il cui costo è riportato nella figura 3.3.

Considerando valide queste assunzioni anche per il presente studio, e tenendo conto che l'impianto verrà costruito a bocca di miniera presso cui verrà realizzato lo storage, si può ipotizzare trasporto e deposito onshore in acquifero salino per un costo totale di \$3 per tonnellata di CO<sub>2</sub> sequestrata.

Costi delle quote di emissione di anidride carbonica

La valutazioni economiche sono state effettuate tenendo conto del recepimento della direttiva europea 2009/29/CE del Parlamento Europeo e del Consiglio del 23 aprile 2009 in cui si stabilisce che a partire dal 2013, sia sospesa l'assegnazione delle quote di emissione a titolo gratuito, e che tutte le quote (corrispondenti all'anidride carbonica effettivamente emessa in atmosfera) siano acquistate a titolo oneroso.

Secondo quanto definito dalla SENDECO2<sup>6</sup>, ovvero la Borsa Europea di Diritti di Emissione di Diossido di Carbonio (EUAs) e Crediti di Carbonio (CERs), i valori delle EUAs<sup>7</sup> si sono recentemente ridimensionati come conseguenza dei fenomeni recessivi economici e presentano un trend negativo attestandosi per il mese di Luglio 2012 intorno ai 7-8 €/ton CO<sub>2</sub>. Nella presente elaborazione si è assunto il valore di 10 \$/t (7,5 €/t CO<sub>2</sub>)

### Tasse

Per quanto riguarda il costo annuale relativo alle tasse si sono considerate l' IRES e IRAP sulla base del risultato operativo, come di seguito specificato

- l' IRES (imposta sul reddito delle società) è calcolata annualmente come il 27,5% del risultato operativo;
- l' IRAP (imposta regionale sulle attività produttive) è calcolata annualmente come il 3,9% della somma tra risultato operativo e costo del personale

Per il calcolo dell'IRAP si è considerato un totale di 48 unità lavorative con un costo medio annuo (riferito al 2010 e adeguato annualmente sulla base dell'inflazione) pari a 55'000 € a lavoratore.

### Costi di ammortamento

Si è calcolata la rata annuale relativa alla componente del costo operativo di restituzione del capitale chiesto in prestito applicando il seguente coefficiente di ammortamento A ottenuto dalla seguente formula.

$$A = \frac{i}{1 - (1 + i)^{-n}} \quad (18)$$

Dove i indica il tasso di interesse e n il periodo di restituzione del prestito .

### 3.3.2 Stima dei ricavi

I ricavi dell'impianto provengono dalla vendita del combustibile liquido ottenuto e dalla vendita dell'energia elettrica alla rete.

#### Energia elettrica

L'energia prodotta dall'impianto viene ceduta al GSE al prezzo di cessione di 8 c€/kWe

#### Stima del prezzo di vendita del combustibile liquido

Per stimare il prezzo di vendita del combustibile liquido si è in prima approssimazione considerato il prezzo di vendita franco raffineria di un gasolio e di una benzina, maggiorandolo di un 25 % rispetto al costo di acquisto del greggio.

<sup>6</sup> Fonte: <http://www.sendeco2.com>

<sup>7</sup> EUAs: Le EU Allowances (EUA) indicano diritti di emissione attribuiti alle imprese che partecipano al sistema europeo di scambio di quote di emissioni. L'attribuzione dei diritti di emissione alle singole imprese spetta agli Stati membri dell'UE.

### 3.4 Risultati dell'analisi economico finanziaria

I risultati della presente analisi economica finanziaria vengono riportati attraverso la stima del TIR del VAN del payback. Si è stimato inoltre la composizione del costo annuale di produzione del combustibile liquido nelle varie voci ed il costo sostenuto per catturare una tonnellata di CO<sub>2</sub>

Lo scenario base si è individuato stimando il minimo valore del grezzo che conduce ad un TIR del 18 % applicato al caso base.

In queste condizioni i principali risultati sono riportati in Tabella 20. La Tabella indica valori di TOC per il caso base di 812 M\$ ovvero riportati ai bbl giornalieri prodotti di circa \$95.300/bbl/d. Aggiungendo la sezione di cattura il costo si incrementa leggermente al valore di \$97200/bbl/d in quanto vengono inseriti rispetto al caso base i costi per la sezione di compressione e liquefazione della CO<sub>2</sub>.

Va indicato che il costo di cattura della CO<sub>2</sub> è una voce presente anche per il caso base poiché come descritto nelle sezioni precedenti è necessario depurare la corrente in ingresso al reattore FT nel suo contenuto in CO<sub>2</sub> al fine di favorire la produzione di combustibili liquidi. Questi valori risultano in linea con quanto riportato in letteratura per impianti simili.[16]

Tabella 20: risultati dell'analisi economica per lo scenario base

	Caso base	Caso CCS
Combustibili liquidi bbl/d	8530	8530
TOC, M\$	812	829
Prezzo del rezzo per avere 18% TIR, \$/bbl	98	105
TIR, %	18	15
pay back time, anni	7,5	9,5
VAN, M\$	768	607

Il caso base riporta un TIR del 20% per un valore del prezzo del grezzo di \$ 98/bbl e un tempo di ritorno di 7 anni. Nelle medesime condizioni per il caso CCS il TIR ottenuto è stato di 16,5 %. In figura 3.4 viene mostrato l'andamento del VAN del capitale investito nel progetto, durante il periodo di vita del progetto.

Nella Tabella successiva è riportata la ripartizione nelle diverse voci dei costi annuali (operativi, del combustibile, di capitale, di cattura e della quota CO<sub>2</sub>) sostenuti dall'impianto per lo scenario base durante il primo anno di esercizio. Nel calcolo dei costi annuali non si è inserito la voce relativa agli oneri fiscali. Nello scenario base il costo annuale di produzione di un barile raffinato è stato di \$86/barile per il caso base. Si è inoltre espresso tale costo in funzione del contenuto energetico (Tabella 21)

Dato che l'impianto di cui si è eseguita l'analisi economica finanziaria, nelle sue due configurazioni, è un impianto di poligenerazione va indicato che il costo sostenuto include la produzione non solo di un barile di petrolio ma anche dell'energia elettrica ceduta alla rete annualmente. Volendo allocare i costi separatamente suddividendoli per prodotto (combustibili liquidi ed energia elettrica) si avrebbe un costo di produzione di un barile di petrolio di \$67/bbl<sup>8</sup>.

Il mitigation cost (MC) nella presente elaborazione è risultato di \$7/tonCO<sub>2</sub>. Questo valore viene espresso con la seguente formula:

$$MC = \frac{\text{costoannuale}_{\text{casobase}}(M\$ / a) - \text{costoannuale}_{\text{casoCCS}}(M\$ / a)}{\text{emissioniCO2}_{\text{casobase}}(Mt / a) - \text{emissioniCO2}_{\text{casoCCS}}(Mt / a)} \quad (19)$$

<sup>8</sup> Il costo annuale è la risultante di più voci. Nel particolare il costo di acquisto del carbone si è suddiviso tra combustibili liquidi ed energia elettrica seguendo quanto in % incide sul rendimento globale la produzione di combustibili liquidi rispetto alla produzione di energia elettrica. In questo modo si è computato il carbone consumato per produrre prodotti liquidi e quello destinato alla produzione di energia elettrica. Le altre voci di costo si sono suddivise attribuendo alla produzione di energia elettrica la sola voce del costo di impianto relativa alla sezione di potenza.

Tabella 21: Composizione dei costi annuali di produzione di un barile di prodotto scenario base

		Caso base	Caso CCS
Costo del combustibile	M\$/a	82	82
Esercizio&Manutenzione	M\$/a	35	36
Costo del capitale	M\$/a	36	37
Costo cattura CO2	M\$/a	0	9
Costo quota CO2	\$/t CO2	10	10
Totale costi annuali	M\$/a	154	165
Costo specifico per barile prodotto	\$/barile	84	86
Costo specifico per barile prodotto	\$/GJ	16	16,5

A titolo di paragone si può fare riferimento alla stima fornita da Bloomberg<sup>9</sup> relativamente al prezzo del Data Brent (WTI Cushing Spot) ovvero il grezzo prodotto nei mare del Nord Europa che al 04/2012 era 98 \$/bbl.

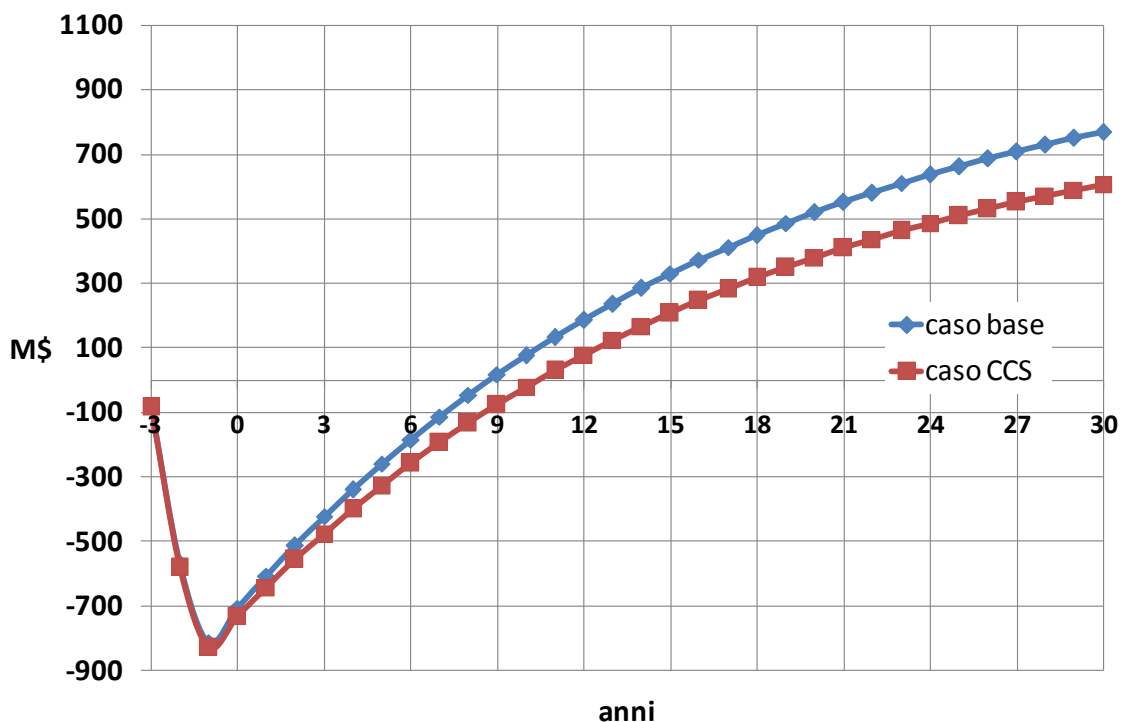


Figura 3.4: Andamento del VAN nello scenario base prezzo grezzo \$98/bbl e quota CO<sub>2</sub> \$10/tCO<sub>2</sub>

<sup>9</sup> Bloomberg, Agenzia di informazione finanziaria fondata nel 1981 a New York da Michael R. Bloomberg

Paragone con IGCC

In considerazione della fattibilità economica della proposta progettuale risulta utile un suo confronto con la tecnologia di conversione che più si avvicina alla tecnologia CTL ossia ad un impianto di generazione di energia elettrica del tipo IGCC.

Va quindi evidenziato che la spesa economica per includere le CCS nella configurazione base risulta molto minore nel caso in un impianto CTL piuttosto che in un impianto IGCC.

Difatti nel ciclo combinato basato sulla gassificazione l’inserimento della separazione e cattura della CO<sub>2</sub> prevede una configurazione impiantistica più complicata rispetto al caso base. In quanto per ottenere una corrente concentrata di CO<sub>2</sub> da inviare allo storage è necessario inserire una sezione di shift e una conseguente sezione di rimozione della CO<sub>2</sub> con tecnologie ad assorbimento fisico o chimico. Entrambe le sezioni conducono ad un maggiore costo d’impianto e di esercizio che determinano una penalizzazione sull’efficienza globale dell’impianto ed un incremento dei costi.

Nel caso di un impianto CTL la rimozione della CO<sub>2</sub> è intrinsecamente necessaria per rispettare le specifiche di processo di conseguenza il solo costo da computare è quello relativo alla sezione di compressione e liquefazione della CO<sub>2</sub>. Pertanto se in un impianto del tipo IGCC inserire la tecnologia CCS conduce ad un incremento dei costi del 20% [17] in un impianto CTL a parità di rimozione i costi aumentano solo del 3%.

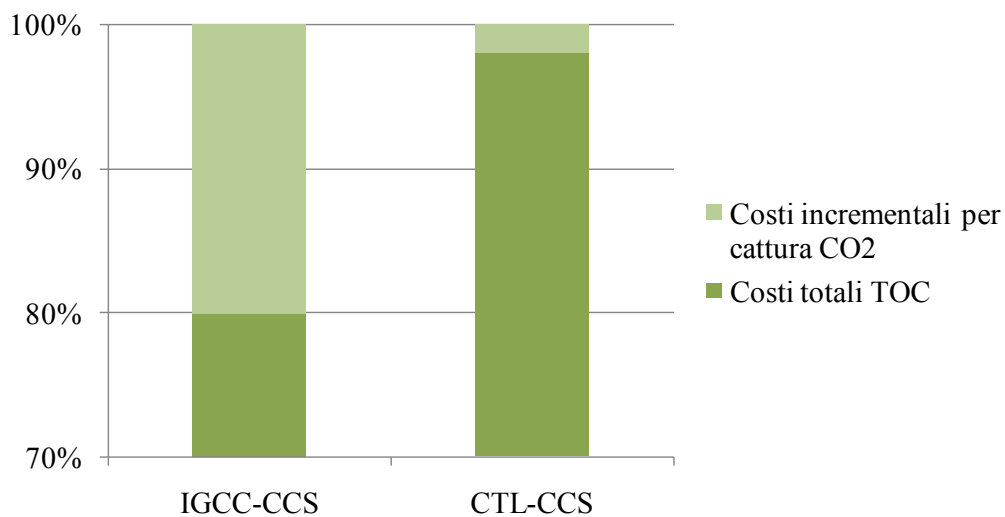


Figura 3.5: Paragone con impianti IGCC

## 4. Conclusioni

Il principale obiettivo della presente elaborazione è stata la fattibilità tecnico economica di un impianto di produzione di combustibili liquidi a partire dal carbone integrato con le tecnologie CCS. Il quadro programmatico di sviluppo dell'elaborazione si inserisce nella recente attenzione che a livello politico è stata indirizzata verso l'impiego delle tecnologie CCS con la finalità di fronteggiare i cambiamenti climatici. Di fatti la CCS risulta un'opzione di cui avvalersi per perseguire una corretta politica sviluppo socio-economico sostenibile.

Come conseguenza l'Unione Europea ha emanato delle direttive che impongono l'adozione delle tecnologie CCS negli impianti da realizzare dopo il 2020 (Revised emission trading Directive -Directive 2009/29/EC).

Per di più, in considerazione della crescente crisi di disponibilità di petrolio e di incremento tendenzialmente costante del suo prezzo, anche le tecnologie che portano alla trasformazione del carbone in combustibile liquido ("coal to liquid") sono di rinnovato interesse nell'ambito della ricerca, anche alla luce della possibilità di una loro integrazione con le tecnologie di cattura della CO<sub>2</sub>. Va indicato inoltre che l'adozione delle tecnologie CTL risulta di rinnovato interesse per i paesi che dipendono fortemente dall'importazioni di petrolio permettendo una diversificazioni delle fonti e staccandosi di fatto dalla sola dipendenza dal petrolio e quindi dalle oscillazioni di mercato che questo subisce.

Pertanto in tale contesto generale questo lavoro ha sviluppato l'analisi di più scenari con l'obiettivo di valutare la redditività di un impianto CTL in differenti condizioni di mercato ed in particolare per il mercato dell'energia italiano.

L'analisi delle prestazioni dell'impianto CTL si è sviluppata con l'ausilio di un codice di simulazione commerciale ApenPlus, attraverso il suo utilizzo è stato possibile definire il rendimento in termini di energia dell'impianto, nonché di definire le migliori configurazioni impiantistica sia come flussi di materia, che come scambi termici.

L'obiettivo è stato inoltre quello di realizzare uno strumento utile all'analisi parametrica di un impianto CTL che fornisse la possibilità di valutare la resa in termini di prodotti liquidi ed energetici variando ad esempio la tipologia di carbone in ingresso o la distribuzione dei prodotti nel reattore Fischer Tropsch, a tal fine si sono delineati ed ottimizzati gli schemi di processo delle unità principali di cui è composto l'impianto. Si è quindi integrata la sezione di potenza con le altre unità dell'impianto ed ottimizzata la sezione AGR per rispondere alle specifiche di processo quali contenuti di H<sub>2</sub>S dell'ordine dei ppm e contenuti di CO<sub>2</sub> dell'ordine dell'1,5 %. La cattura e compressione/liquefazione della CO<sub>2</sub> si è progettata in modo da rispondere alle specifiche per il trasporto in pipeline.

La taglia impiantistica analizzata è stata individuata in circa 9000 bbl/giorno (2.6 Mbbl/a) di combustibili liquidi prodotti che equivalgono ad un consumo di circa 4500 t/giorno (1287 MWth) e alla produzione di 75 MWe di energia elettrica da cedere alla rete nell'ipotesi della configurazione con CCS e di 91 MWe nell'ipotesi di non inserire la cattura della CO<sub>2</sub>. L'impianto emette globalmente 2,4 Mtonn/a di CO<sub>2</sub> che si riducono a 0,8 nel caso dell'adozione delle CCS.

I risultati indicano che più del 47 % dell'input energetico viene convertito in energia elettrica e prodotti liquidi con una differenza di due punti percentuali tra i due casi, ed un resa in combustibili liquidi del 40 %. Relativamente alla resa di prodotti liquidi si è ottenuta una selettività pari a SC5+ =0,82. Lo studio sviluppato inoltre ha fornito le basi per stimare l'emissioni globali associate alla conversione del carbone in prodotti liquidi ed energia elettrica

L'elaborazione svolta ha stimato la redditività dell'impianto attraverso i parametri finanziari generalmente utilizzati quali il TIR, i payback ed il VAN e si è stimato il costo specifico dell'unità di energia prodotta come prodotto liquido al fine di valutare la convenienza dell'impianto rispetto al costo del petrolio. Si è pertanto come base metodologica definito il prezzo di vendita del prodotto raffinato come il 25 % in più rispetto al prezzo del grezzo.

I risultati indicano valori del costo di investimento dell'ordine di \$95.300/bbl/giorno in linea con quanto riportato in letteratura, che si incrementano leggermente se si aggiunge la sezione di cattura.

La redditività dell'iniziativa presenta tassi interni di rendimento dell'ordine del 18 % per valori del barile di petrolio di \$98/bbl, con un costo specifico di produzione del combustibile raffinato di circa \$84/barile.

L'impianto equipaggiato con le tecnologie CCS mostra una redditività (TIR al 18 %) per valori del barile di petrolio dell'ordine dei \$105/bbl. Va indicato che l'introduzione delle CCS presenta un impatto sui costi minori nel caso della tecnologia CTL rispetto alle tecnologie convenzionali di produzione di energia elettrica quali ad esempio l'IGCC.

In conclusione questo lavoro presenta i risultati di una prefattibilità tecnico-economica di un impianto di poligenerazione, individuando le condizioni di mercato per la sua convenienza. Si può desumere che la poligenerazione risulta una scelta conveniente in quanto presentando una flessibilità dell'impianto risponde più adeguatamente alle richieste diversificate dei prodotti energetici del mercato. Inoltre la localizzazione dell'impianto a bocca di miniera presenta il beneficio di un basso costo di approvvigionamento della combustibile e di un basso costo del trasporto della CO<sub>2</sub> che viene stoccata onsite.

Questa elaborazione è stata sviluppata all'interno di una più vasta area programmatica riguardante lo sviluppo dell'area del Sulcis e prevede di conseguenza sviluppi futuri relativi alla taglia dell'impianto, al rapporto di poligenerazione e alla configurazione impiantistica individuata con e senza CCS.

## Riferimenti bibliografici

- [1] Chris Higman, Maarten Van Der Burgt Gasification Chapter 5, Elsevier, 2003
- [2] "Sasol Lurgi Fixed Bed Dry Bottom Gasification for Fuels and Chemicals" O. Turna atti del convegno 2th International Freiberg Conference on IGCC & Xtl Technologies 8-12 May 2007 Freiberg Germany
- [3] G. Beysel, T. Schueler, The proven cryogenic Air Separation Process adapted to the needs of CCS (IGCC & Oxyfuel) Gasification 10 Conference, Amsterdam, October 6th, 2010 Technologies 2007October 16, 2007San Francisco, CA
- [4] Guida di Aspen Plus "Aspen Plus Model of the CO2 Capture Process by DEPG"
- [5] Patrick J. Robinson and William L. Luyben "Integrated Gasification Combined Cycle Dynamic Model: H2S Absorption/Stripping, Water-Gas Shift Reactors, and CO2 Absorption/Stripping" Ind. Eng. Chem. Res. 2010, 49, 4766–4781
- [6] Carlo Giorgio Visconti a, Luca Lietti , Enrico Tronconi, Pio Forzatti, Roberto Zennaro, Elisabetta Finocchio "Fischer–Tropsch synthesis on a Co/Al2O3 catalyst with CO2 containing syngas" Applied Catalysis A: General 355 (2009) 61–68 Elsevier
- [7] Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass Thomas G. Kreutz, Eric D. Larson, Guangjian Liu, Robert H. Williams Princeton Environmental Institute Princeton University 25th Annual International Pittsburgh Coal Conference 29 September – 2 October, 2008 Pittsburgh, Pennsylvania, USA"
- [8] "Baseline Technical and Economic Assessment of a Commercial Scale Fischer-Tropsch Liquids Facility" DOE/NETL-2007/1260
- [9] DYNAMIS CO2 quality recommendations - Erika de Visser, Ecofys, Chris Hendriks, Ecofys <http://www.sintef.no/Projectweb/dynamis-hypogen/Publications/>
- [10] Ciferno, J.; Newby, R. Carbon Sequestration System Analysis, Technical Note no. 10. May 2006, pp 1-10; National Energy Technology Laboratory, Pittsburgh, PA, <http://www.netl.doe.gov>
- [11] Guangjian Liu, Eric D. Larson, Robert H. Williams, Thomas G. Kreutz, and Xiangbo Guo. Making Fischer-Tropsch Fuels and Electricity from Coal and Biomass: Performance and Cost Analysis Energy Fuels 2011, 25, 415–437 Elsevier
- [12] G. Ordorica-Garcia et al. Technoeconomic evaluation of IGCC power plants for CO2 avoidance Energy Conversion and Management 47 (2006) 2250–2259 Elsevier
- [13] Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities DOE/NETL-2007/1253
- [14] "Quality Guidelines for Energy Systems Studies Cost Estimation Methodology for NETL Assessments of Power Plant Performance" DOE/NETL-2010/1455
- [15] Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities DOE/NETL-2007/1253
- [16] Guangjian Liu, Eric D. Larson, Robert H. Williams, Thomas G. Kreutz, and Xiangbo Guo Making Fischer-Tropsch Fuels and Electricity from Coal and Biomass: Performance and Cost Analysis Energy Fuels, 25, 415–437, 2011
- [17] G. Ordorica-Garcia et al. Technoeconomic evaluation of IGCC power plants for CO2 avoidance. Energy Conversion and Management 47 (2006) 2250–2259 Elsevier
- [18] Ø. Borg et al. "Effect of biomass-derived synthesis gas impurity elements on cobalt Fischer–Tropsch catalyst performance including in situ sulphur and nitrogen addition" Journal of Catalysis 279 (2011) 163–173 Elsevier

## Abbreviazioni ed acronimi

AGR	Acid Gas Removal
ASF	Anderson-Schultz Flory
ASTM	American Society for Testing and Materials
ASU	Air Separation Unit
ATR	Autothermal reformer
bbf	Barili di petrolio
BEC	Bare Erected Cost
CCS	Carbon Capture Storage
CCT	Clean Coal Technologies
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
CTL	Coal To Liquid
DOE	Department of Energy (United States)
EPC	Engineering, Procurement and Construction
EPCC	Engineering, Procurement and Construction Cost
EUAs	European Union Allowances
FT	Fischer Tropsch
GSE	Gestore Sistema Elettrico
HTFT	High temperature Fischer- Tropsch
ICL	Indirect Coal Liquefaction
IEA	International Energy Agency
IEAGHG	IEA Greenhouse Gas
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle
MIT	Massachusetts Institute of Technology
NETL	National Energy Technology Laboratory
PCI	Potere calorifico inferiore
PFD	Process Flow Diagram
ppm	Parti per milione
TIR	Tasso interno di rendimento
TOC	Total Overnight Capital cost
TPC	Total Plant Cost
Nomenclatura	
$\eta$	rendimento
$\alpha$	probabilità di crescita
W <sub>n</sub>	frazione in peso di idrocarburi con n atomi di carbonio