

UNIVERSITÀ della CALABRIA  
Facoltà di Ingegneria  
Dipartimento di Meccanica

**Scuola di Dottorato “Pitagora” in Scienze Ingegneristiche**  
**Dottorato di Ricerca in Ingegneria Meccanica XXI Ciclo**  
SETTORE SCIENTIFICO DISCIPLINARE: ING-IND/08-09

Tesi di Dottorato

Dimensionamento Ottimale di Impianti di  
Trigenerazione con Celle a Combustibile: Sviluppo di  
un Modello di Programmazione Non Lineare  
Mista-Intera e Confronto Tecnico Economico con  
Impianti Tradizionali in Utenze Residenziali

Coordinatore  
*Prof. Sergio Rizzuti*

Supervisore  
*Prof. Gaetano Florio*

Candidato  
*Ing. Paolo Arcuri*

**INDICE****INTRODUZIONE**

<b>CAPITOLO I</b>	<b>TECNOLOGIA DELLE FUEL CELL</b>	<b>1</b>
1.1	Generalità	1
1.2	Descrizione del principio del Principio di Funzionamento	5
1.3	Il sistema a Celle a Combustibile	10
1.4	Fuel Processing	13
1.5	Processi di conversione del combustibile in Idrogeno	16
1.5.1	Steam Reforming	16
1.5.1.1	Reforming Interno (IR)	20
1.5.2	Ossidazione Parziale (Pox)	22
1.5.3	Reforming Autotermico	23
1.6	Curve di Polarizzazione	23
1.6.1	Perdite di Polarizzazione nella cella	26
1.6.1.1	Perdita di Attivazione	26
1.6.1.2	Perdite per “Fuel Crossover” e/o “Internal Currents”	28
1.6.1.3	Perdite per Resistenza Ohmica	28
1.6.1.4	Perdite di Concentrazione	29
1.6.1.5	Polarizzazione Totale	30
1.6.2	Determinazione del Voltaggio Reale di Cella	31
1.7	Effetto della variazione di Temperatura e Pressione sulla Tensione di Cella	32
1.8	Regolazione del punto di funzionamento di una Fuel Cell	34
1.9	Rendimento Elettrico della Fuel Cell	37
<b>CAPITOLO II</b>	<b>CLASSIFICAZIONE DELLE FUEL CELL</b>	<b>40</b>
2.1	Classificazione delle Fuel Cells	40
2.2	Tipologie di Fuel Cell	43
2.2.1	Celle ad Elettrolita Polimerico (PEFC)	43
2.2.2	Celle Alcaline (AFC)	49
2.2.3	Celle ad Acido Fosforico (PAFC)	52
2.2.4	Celle a Carbonati Fusi (MCFC)	58
2.2.5	Celle a Ossidi Solidi (SOFC)	65
2.3	Confronto tra le tipologie di Celle analizzate	72
2.4	Tendenze future nello sviluppo delle Fuel Cell	74
<b>CAPITOLO III</b>	<b>CICLI IBRIDI FUEL CELL – TURBINE A GAS</b>	<b>77</b>
3.1	Introduzione alla tecnologia dei Sistemi Ibridi	77
3.2	Principio di funzionamento dei Sistemi Ibridi	78
3.3	Tipologie di Sistemi Ibridi	81
3.3.1	Integrazione di una Fuel Cell ad alta temperatura con il ciclo a gas	83

3.3.2	Integrazione di una Fuel Cell ad alta temperatura con il ciclo a vapore	87
3.3.3	Integrazione di una Fuel Cell ad alta temperatura con il ciclo STIG	90
3.3.4	Integrazione di una Fuel Cell ad alta temperatura con il ciclo combinato gas/vapore	93
3.3.5	Integrazione di una Fuel Cell ad alta temperatura con una Fuel Cell a bassa temperatura	96
3.3.6	Confronto tra le tipologie di Sistemi Ibridi analizzati	98
3.4	Impianti Ibridi Fuel Cell /Turbina a Gas	101
3.5	Generalità sulle possibili configurazioni di impianto Fuel Cell-TG	103
3.6	Impianti Ibridi MCFC-MTG	105
3.6.1	Impianto con cella a pressione ambiente “Indirectly Fired System”	105
3.6.2	Impianto con cella pressurizzata “Directly Fired System”	108
3.7	Impianti Ibridi SOFC-MTG	110
3.8	Parametri tecnici, economici ed ambientali dei Sistemi Ibridi FC-TG	114

**CAPITOLO IV CARATTERIZZAZIONE ENERGETICA DI UN SISTEMA DI TRIGENERAZIONE 116**

4.1	Analisi Tecnica dei Principali Sistemi di Cogenerazione	119
4.1.1	Impianti con Turbina a Vapore	120
4.1.1.1	Turbina a Vapore in Contropressione	120
4.1.1.2	Turbina a Vapore ad Estrazione e Condensazione	124
4.1.2	Impianti con Turbine a Gas	127
4.1.2.1	Turbina a Gas a Ciclo Semplice	130
4.1.2.2	Turbina a Gas a Ciclo STIG	132
4.1.2.3	Turbina a Gas a Ciclo Combinato	138
4.1.3	Impianti con Microturbine a Gas	141
4.1.4	Impianti con Motori Alternativi	145
4.1.5	Impianti con Celle a Combustibile	148
4.1.5.1	Celle a Combustibile con recupero semplice	150
4.1.5.2	Sistemi Ibridi Celle a Combustibile -MTG	152
4.2	Confronto prestazionale tra sistemi cogenerativi idonei ad Utenze Residenziali	158
4.2.1	Indicatori Energetici ed Ambientali	158
4.2.2	Effetto Scala Sul Rendimento Elettrico Nominale	163
4.2.3	Variazione del Rendimento Elettrico ai Carichi Parziali	163
4.2.4	Effetto Scala sul Costo Unitario d’Impianto	165
4.3	Analisi Tecnica dei Sistemi di Produzione del Freddo	166
4.3.1	Pompa di Calore a Compressione	167
4.3.2	Pompa di Calore ad Assorbimento	169
4.3.3	Caratterizzazione energetica di una Pompa di Calore	171

**CAPITOLO V FORMULAZIONE DI UN MODELLO DI PROGRAMMAZIONE NON LINEARE MISTA-INTERA 172**

5.1	La Procedura di Ottimizzazione	173
5.2	Il Modello di Ottimizzazione	174
5.3	La Funzione Obiettivo	176
5.3.1	Max MOL	177
5.3.2	Max REA	178
5.3.3	Costi e Ricavi	179

5.4 Le Variabili del Problema	181
5.5 I Vincoli del Problema	182
5.5.1 Vincoli relativi al campo di funzionamento del motore cogenerativo	182
5.5.2 Vincoli sulla Strategia di Funzionamento	183
5.5.3 Vincoli sul Rendimento Nominale	185
5.5.4 Vincoli sul Costo Unitario d'Impianto	185
5.5.5 Vincoli relativi alle prestazioni delle Pompe di Calore	186
5.5.6 Vincoli relativi ai Bilanci Energetici	186
5.5.7 Vincoli di Capacità	187
5.5.8 Vincoli di natura Normativa	187
5.5.9 Vincoli di natura Ambientale	188
<b>CAPITOLO VI   CASO DI STUDIO ED ANALISI DEI RISULTATI</b>	<b>189</b>
6.1 Domanda energetica in un complesso residenziale	189
6.2 Diagrammi di carico orario	190
6.3 Ipotesi di funzionamento dell'impianto	193
6.4 Assunzioni tariffarie	196
6.5 Scenario finanziario	197
6.6 Costi di investimento e manutenzione	198
6.7 Analisi economica	198
6.8 Analisi energetica ed ambientale	208
6.8.1 Analisi energetica	208
6.8.2 Analisi ambientale	210
6.9 Confronto tra il modello Non-Lineare formulato ed un modello Lineare	212
<b>CONCLUSIONI</b>	<b>215</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	

## **INTRODUZIONE**

Le politiche energetiche nazionali già da tempo hanno dedicato una crescente attenzione verso la promozione e la diffusione della generazione distribuita. La diffusione di un sistema decentrato di produzione dell'energia, attraverso la realizzazione ed installazione di piccoli impianti con utilizzo in "sito" dell'energia prodotta, consente di ridurre i costi di trasmissione e di distribuzione dell'energia elettrica, alleggerendo il sistema di produzione nazionale e la sua dipendenza dall'estero.

In tal senso, la sfida del futuro è rappresentata dalla diffusione capillare della cogenerazione e della trigenerazione di piccola scala in tutti quei settori i cui potenziali mercati possono determinare una enorme ricaduta positiva sia in termini energetici che ambientali. Tra questi il settore che offre le maggiori opportunità è sicuramente quello residenziale, che da solo rappresenta oltre il 40% del consumo finale di energia [1].

Nell'ambito degli impianti di piccola scala, i recenti sviluppi tecnologici sono sempre più incentrati verso la ricerca di tecnologie alternative capaci di generare potenza contenendo le emissioni inquinanti. Ciò al fine di rispettare gli impegni assunti con la sottoscrizione del protocollo di Kyoto e per far fronte all'emergenza ambientale legata al sempre crescente inquinamento.

In tale contesto le celle a combustibile in assetto cogenerativo sembrano destinate a svolgere un ruolo di primaria importanza in virtù delle loro caratteristiche peculiari, relative agli elevati rendimenti di conversione energetica, al ridotto impatto ambientale ed alla flessibilità nell'uso dei combustibili, che sono perfettamente in linea con gli obiettivi che si stanno perseguendo nel settore energetico. La natura modulare ed il ridotto impatto acustico, dovuto alla totale assenza di organi in movimento, le rendono ideali in applicazioni di generazione distribuita in ambito residenziale.

Il numero crescente di applicazioni dimostrative, evidenziano l'utilizzo estremamente proficuo delle celle a combustibile sia dal punto di vista energetico che ambientale. Inoltre, i recenti sviluppi tecnologici e gli ingenti finanziamenti che hanno interessato e che sempre più interesseranno l'intero settore, hanno notevolmente contribuito alla riduzione dei costi di impianto, che da sempre rappresentano il maggiore ostacolo nella diffusione di tale tecnologia, tanto da lasciare prevedere nel giro di pochi

anni una più significativa penetrazione nel mercato di sistemi impiantistici in grado di competere per affidabilità, durata e costi con gli altri sistemi di generazione ormai maturi.

Nell'ambito di tale contesto si colloca il presente lavoro di tesi che ha come obiettivo la definizione e la validazione di un modello di programmazione matematica per il dimensionamento ottimale di un sistema di trigenerazione per utenze residenziali. La procedura sviluppata si propone di fornire un valido strumento di supporto alle decisioni per la valutazione delle potenzialità tecnico ed economiche della tecnologia trigenerativa che include anche gli impianti a celle a combustibile in configurazione semplice ed ibrida. In particolare il possibile utilizzo di quest'ultimi impianti è analizzato rispetto all'impiego di impianti cogenerativi di tipo tradizionale.

In considerazione di ciò, nella prima parte del presente lavoro viene presentato un accurato stato dell'arte della tecnologia delle celle a combustibile, con particolare riferimento al principio di funzionamento, alle caratteristiche strutturali, all'analisi termochimica e termodinamica del processo, alle curve di polarizzazione ed alle perdite, che concorrono alla determinazione del rendimento di conversione.

È stata poi effettuata un'analisi tecnica e prestazionale delle principali filiere di celle a combustibile a bassa, media ed alta temperatura, maggiormente idonee per applicazioni cogenerative, definendone i vantaggi, i punti deboli, i campi di applicazione e le prestazioni di ciascuna filiera.

L'attenzione è stata poi focalizzata sulle potenzialità delle celle a combustibile operanti ad alta temperatura (MCFC e SOFC) che, oltre a presentare elevati rendimenti elettrici, si prestano meglio ad essere accoppiate con cicli termodinamici tradizionali, come ad esempio i cicli a gas ed a vapore, costituendo la tecnologia dei Sistemi Ibridi. Tale tecnologia è considerata la più promettente per ottenere i rendimenti massimi nella produzione di energia elettrica a partire da combustibili fossili, in particolare se applicata allo sfruttamento del gas naturale [2]. L'accoppiamento dei due cicli consente di incrementare il già elevato rendimento elettrico della cella (45-50%), fino a valori anche superiori al 70% in assetto cogenerativo, molto maggiore rispetto ai rendimenti del 55% conseguibili dalle più grandi ed avanzate centrali a ciclo combinato, che attualmente rappresentano la migliore tecnologia convenzionale esistente.

Lo studio sulle celle a combustibile è stato quindi completato con l'analisi tecnica e prestazionale di un sistema ibrido costituito da una microturbina a gas posta a valle di una cella ad alta temperatura, a carbonati fusi (MCFC) o ad ossidi solidi (SOFC), che per le

taglie in gioco rappresenta la migliore configurazione ibrida per applicazioni in ambito residenziale.

Successivamente, è affrontata una caratterizzazione energetica di un sistema di trigenerazione, costituito da un motore primo cogenerativo e da un sistema di produzione del freddo. Impianti di cogenerazione e pompe di calore sono di per sé tra le più valide tecnologie per il risparmio energetico e per un più razionale utilizzo dell'energia. Una loro integrazione in un unico impianto in assetto trigenerativo, se da un lato comporta un aggravio nella complessità impiantistica e nell'investimento da sostenere, dall'altro consente l'ottimale utilizzo del calore, comunque prodotto in cogenerazione, anche al di fuori del periodo di riscaldamento invernale, aspetto questo critico ai fini della remunerabilità dell'investimento in utenze residenziali.

E' stato così possibile definire le prestazioni energetiche di impianti di cogenerazione con celle a combustibile, sistemi ibridi, turbine a vapore, turbine a gas, cicli combinati e motori a combustione interna, in funzione di due parametri tecnici fondamentali, quali il rendimento elettrico  $\eta_e$  ed il rendimento termico  $\eta_t$ . Tali parametri hanno permesso di stimare, da un punto di vista energetico, le varie configurazioni impiantistiche attraverso una rappresentazione grafica, su di un piano cartesiano ( $\eta_t, \eta_e$ ), molto efficace e di rapida comprensione. Sulla base poi dei diagrammi dei flussi di energia è stato possibile determinare per ciascuna tipologia impiantistica le equazioni di bilancio energetico, rappresentative del campo di funzionamento di un impianto di cogenerazione.

In funzione di parametri energetici, ambientali e prestazionali ritenuti critici nel dimensionamento ottimale di un sistema trigenerativo, è stato poi presentato un confronto energetico tra i vari motori cogenerativi, circoscrivendo l'analisi a quelli che, per dimensione, risultano idonei ad utenze residenziali.

Relativamente ai sistemi di produzione del freddo, sono state analizzate pompe di calore reversibili a compressione con condensazione ad aria e macchine frigorifere ad assorbimento a bromuro di litio, la cui caratterizzazione energetica è stata effettuata in funzione del COP (Coefficient of Performance) e del EER (Energy Efficiency Ratio), che rappresentano i parametri tipicamente utilizzati per valutare l'efficienza delle pompe di calore.

Risparmio energetico e riduzione dell'impatto ambientale non sono tuttavia benefici intrinseci dei sistemi di trigenerazione. Essi dipendono da una molteplicità di fattori, quali la scelta della configurazione impiantistica ottimale, il corretto dimensionamento dell'impianto, la strategia di funzionamento del sistema in funzione dei profili orari di

carico elettrico, termico e frigorifero dell'utenza. Inoltre, riduzioni dei consumi di energia primaria e riduzione delle emissioni non implicano necessariamente prospettive di investimento interessanti. I sistemi di trigenerazione comportano investimenti e oneri gestionali sicuramente molto maggiori rispetto ai sistemi convenzionali, che non sempre riescono ad essere compensati dalla riduzione dei costi di approvvigionamento energetico.

Ciò impone una attenta valutazione tecnico-economica delle opzioni possibili, in maniera tale da poter selezionare la tecnologia, la configurazione di impianto, il dimensionamento, le modalità gestionali che effettivamente producono il ritorno economico più interessante.

A tal fine, sulla base dell'analisi tecnica ed energetica inizialmente condotta, nella seconda parte del presente lavoro, è stata sviluppata una procedura di ottimizzazione di un sistema di trigenerazione che consente di determinare il dimensionamento ottimale del sistema impiantistico, sia in termini di tecnologia, sia in termini di taglia che in termini di conduzione giornaliera dell'impianto in funzione di tutte le variabili in gioco (andamento orario dei carichi elettrici, termici e frigoriferi giornalieri, tariffe di acquisto e cessione elettricità, defiscalizzazione del metano, imposte sull'elettricità acquistata e/o autoconsumata, costo di manutenzione degli impianti, ecc.).

Il criterio di ottimizzazione utilizzato consiste nella massimizzazione del ritorno economico dell'investimento, che quantifica il guadagno totale che si ottiene rispetto alla soluzione convenzionale, che ricorre al mercato elettrico per il soddisfacimento del fabbisogno elettrico e frigorifero e ad una caldaia tradizionale per il soddisfacimento del fabbisogno termico. Al fine poi di poter valutare la bontà di una scelta impiantistica anche indipendentemente dai costi d'investimento, che attualmente penalizzerebbero le celle a combustibile rispetto a possibili scenari futuri, si è ritenuto opportuno condurre due tipi di procedure di ottimizzazione:

- una ottimizzazione di breve periodo (l'anno solare);
- una ottimizzazione di lungo periodo (la vita utile dell'impianto).

Per la procedura di ottimizzazione di breve periodo il criterio di ottimizzazione scelto consiste nella massimizzazione del Margine Operativo Lordo (MOL), che quantifica la differenza dei costi di gestione della configurazione impiantistica considerata rispetto a quelli derivanti dall'impianto convenzionale.

Con la procedura di ottimizzazione di lungo periodo viene invece effettuata un'analisi finanziaria, attraverso la massimizzazione del Risultato Economico Attualizzato



dell'investimento (REA), che pone in relazione i costi di investimento con i MOL conseguiti per ciascun anno della vita utile dall'impianto, opportunamente attualizzati.

Per la formulazione del modello di programmazione matematica si è ricorso alla classe dei modelli di Programmazione Non Lineare Mista Intera (MINLP) [3]. In tali tipi di problemi si combinano due sorgenti di difficoltà: la prima legata alla natura non lineare dei vincoli e/o della funzione obiettivo, la seconda alla presenza di variabili di decisione binarie.

L'introduzione di vincoli non lineari è stata necessaria al fine di implementare, con il massimo grado di accuratezza, le principali criticità nella gestione di un sistema trigenerativo, dettagliate nella prima parte del presente lavoro, che riguardano principalmente:

- la variazione del rendimento nominale in funzione della taglia;
- la variazione del costo unitario d'impianto in funzione della taglia;
- la variazione del rendimento nominale in funzione della variazione del carico.

Nei modelli di ottimizzazione lineari misti interi (MILP), presentati in precedenti lavori, tali criticità sono state sempre considerate costanti, al fine di realizzare un compromesso tra complessità del problema e grado di accuratezza del modello, in maniera tale da rendere meno pesante la procedura di calcolo e di utilizzare metodi di risoluzione numericamente più efficienti.

Variabili di decisione binarie sono, invece, indispensabili per modellare lo stato di funzionamento on/off dell'impianto.

Nonostante il notevole interesse applicativo rivestito dai problemi di MINLP, la loro intrinseca difficoltà legata alla natura *NP-hard* (ovvero problemi non risolvibili in un tempo polinomiale), ne ha da sempre limitato l'utilizzo non esistendo risolutori di tipo generale (*solver general purpose*) in grado di affrontare efficacemente il processo di soluzione, garantendo l'ottenimento di soluzioni ottime di tipo globale. La presenza inoltre di variabili di decisione binarie, quindi non continue, determina una perdita della proprietà di convessità del problema, complicandone ulteriormente il processo di soluzione, in quanto può succedere che, nella ricerca del punto di ottimo in funzione dei valori di partenza delle variabili decisionali, è possibile che il metodo di risoluzione sia "attratto" da un ottimo locale invece che convergere ad una soluzione globale.

Nel caso specifico del problema considerato, l'analisi della formulazione ha suggerito l'adozione di una strategia di soluzione *bi-level*. Infatti, è ragionevole assumere che le variabili di progetto relative alla taglia dell'impianto, possano assumere dei valori

discreti all'interno di un dato campo di funzionamento, in maniera tale che il modello risulti lineare nei vincoli e misto-intero rispetto alle variabili di decisione. Pertanto la sua soluzione può essere condotta utilizzando un classico algoritmo di Branch and Bound, la cui soluzione ottima sarà determinata analizzando le soluzioni fornite dai diversi sottoproblemi e scegliendo quella in corrispondenza della quale si ottiene il massimo valore di funzione obiettivo.

Le simulazioni effettuate in funzione dei carichi elettrici, termici e frigoriferi di una utenza residenziale, hanno consentito di testare il modello di ottimizzazione implementato. I risultati ottenuti dimostrano che l'utilizzo di sistemi di cogenerazione e pompe di calore a compressione e ad assorbimento, in settori energeticamente complessi, come quello residenziale, rappresentano valide tecnologie per il risparmio energetico e per un più razionale utilizzo dell'energia, e consentono, se dimensionate opportunamente, un'elevata riduzione dei costi di gestione. In particolare, l'utilizzo di macchine frigorifere direttamente alimentate dal cogeneratore, permette una migliore gestione dell'impianto con conseguenti benefici economici, energetici ed ambientali.

# CAPITOLO I

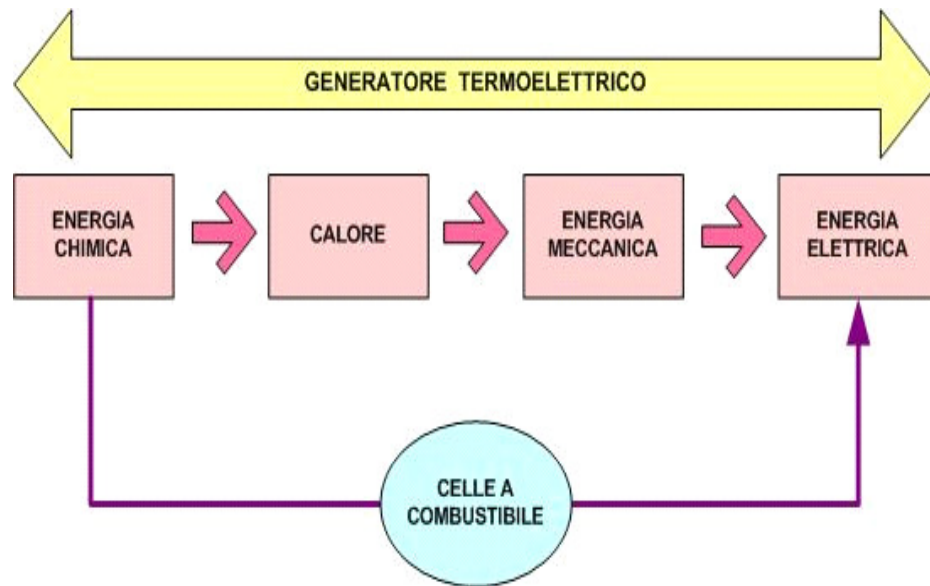
## *TECNOLOGIA DELLE FUEL CELL*

### 1.1 GENERALITÀ

Le celle a combustibile sono dispositivi che trasformano l'energia chimica di un combustibile direttamente in energia elettrica attraverso una reazione isoterma e isobara tra un combustibile (generalmente idrogeno), che è alimentato all'anodo (elettrodo negativo della cella), e il comburente (ossigeno puro o aria), alimentato al catodo (elettrodo positivo).

La conversione diretta di energia, producendo una quantità inferiore di entropia, consente una maggiore efficienza rispetto al processo di conversione indiretta. Infatti, nella conversione elettrochimica sono assenti le irreversibilità generalmente connesse alle varie fasi di un processo tradizionale di generazione di energia elettrica.

Nella Figura 1.1 è riportato, in forma schematica, il confronto tra la conversione indiretta (conversione termodinamica) e la conversione diretta (conversione elettrochimica) di un combustibile.



*Figura 1.1: Conversione termodinamica ed elettrochimica di un combustibile*

Le celle a combustibile hanno un vantaggio intrinseco nell'elevata efficienza con cui possono convertire l'energia del combustibile in lavoro elettrico. In una centrale termoelettrica, ad esempio, il combustibile (carbone, olio combustibile, gas naturale) è bruciato in una caldaia per produrre vapore, necessario per azionare una turbina che a sua volta aziona un generatore elettrico. Il processo si svolge secondo le fasi di un ciclo termodinamico (ciclo Hirn), il cui rendimento, come è noto, è soggetto a un limite massimo definito dal teorema di Carnot. L'efficienza raggiunta nella conversione dell'energia termica in lavoro utile di un impianto termoelettrico è compresa nell'intervallo 38÷44% raggiungendo il 58% nel caso di cicli combinati gas-vapore [4, 5].

La cella a combustibile non è un motore termico, pertanto non è soggetta ai limiti propri del ciclo di Carnot, né alle irreversibilità connesse alla sequenza di trasformazioni di un ciclo termodinamico. Con riferimento al potere calorifero inferiore del combustibile (LHV) le celle a combustibile possono raggiungere efficienze di conversione superiori al 60% [6]. L'inefficienza del processo sta invece nel calore che deve essere rimosso dalla fuel cell per mantenere nell'ambiente di reazione una temperatura costante. Tuttavia il recupero e l'utilizzazione di questo calore di scarto, che avviene in altre componenti del sistema a celle a combustibile (sistema di recupero del calore), contribuisce a incrementare l'efficienza globale del sistema.

La totale assenza di organi meccanici in movimento, con conseguenti bassissimi livelli di vibrazione e rumorosità (inferiore ai 60 db a 10 metri), rende le celle a combustibile il sistema di conversione dell'energia più idoneo in applicazioni di generazione distribuita in centri residenziali ed agglomerati urbani [7].

Una cella a combustibile ha un funzionamento analogo a quello di una batteria, in quanto produce energia elettrica attraverso un processo elettrochimico. Tuttavia rispetto a quest'ultima presenta sostanziali differenze in quanto, mentre la batteria è un sistema di accumulo che cessa di produrre energia elettrica quando i reagenti chimici sono consumati, la cella a combustibile è un sistema statico di conversione dell'energia in cui i reagenti sono forniti continuamente dall'esterno e quindi, almeno in linea di principio, essa è in grado di produrre energia finché il sistema è alimentato. Solo una progressiva degradazione o un mal funzionamento dei componenti pone un limite alla sua vita utile [8].

Uno dei principali vantaggi dei sistemi a fuel cells è che essi producono emissioni estremamente ridotte. Come si può notare da Figura 1.2, in cui è riportato un confronto delle emissioni di impianti con celle a combustibile con impianti tradizionali di generazione di potenza, gli impianti a fuel cells generano emissioni quasi trascurabili di

NO<sub>x</sub> e di SO<sub>2</sub> e, rispetto agli impianti convenzionali, producono minori emissioni di CO<sub>2</sub> (gas serra). Nelle celle funzionanti a bassa e media temperatura, nelle quali reagiscono esclusivamente idrogeno e ossigeno puri, l'unico prodotto della reazione chimica è acqua allo stato vapore.

L'idrogeno necessario all'alimentazione della cella è ricavato a partire da altri combustibili (gas naturale, metano, gas di sintesi prodotti dalla gassificazione del carbone, biogas, ecc.) preliminarmente trattati nell'apposita sezione di trattamento del combustibile del sistema a fuel cells. Di conseguenza le emissioni inquinanti della cella dipendono esclusivamente dal tipo di combustibile impiegato per ottenere H<sub>2</sub> e dal tipo di fuel processor utilizzato. Se si utilizza un combustibile privo di zolfo e carbonio, le emissioni di CO, CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub> sono praticamente assenti, così come altri tipi di inquinanti quali metalli pesanti e particolati. Inoltre ogni impianto a celle a combustibile prevede la conversione e/o l'eliminazione degli SO<sub>x</sub>, eventualmente prodotti nel processo di trattamento del combustibile, prima dell'ingresso in cella. Attualmente circa il 78% dell'idrogeno è prodotto da gas naturale e da altri idrocarburi, il 18% da gassificazione del carbone e il restante 4% da elettrolisi dell'acqua [9].

Le fuel cells trovano applicazione in vari settori: generazione portatile di piccole potenze, trasporto veicolare, applicazioni militari e aerospaziali, applicazioni stazionarie (generazione centralizzata e distribuita, cogenerazione industriale e civile).

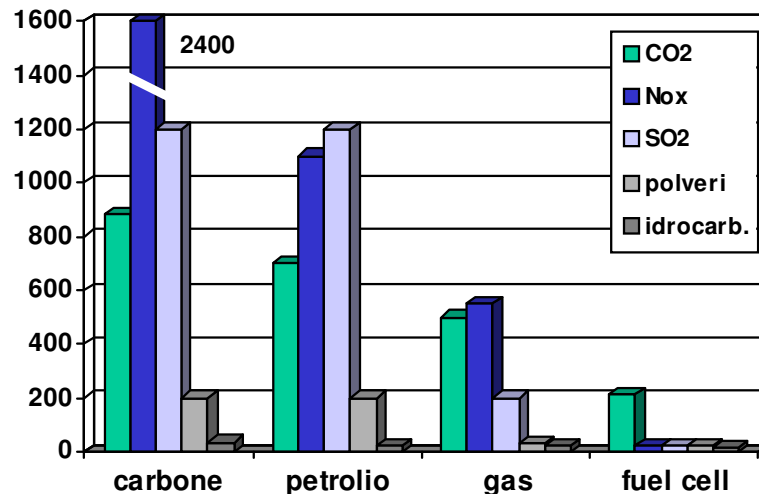


Figura 1.2: Confronto delle emissioni prodotte da vari tipi di impianto (Fonte: ENEA)

Le caratteristiche proprie delle celle a combustibile, ovvero elevato rendimento di conversione energetica, emissioni gassose inquinanti ridotte, basse emissioni acustiche, elevata flessibilità nell'uso dei combustibili, potrebbero conferire alla tecnologia fuel cell ed all'idrogeno, come vettore energetico, un ruolo di assoluta centralità nel futuro panorama energetico.

Alcune problematiche quali il riscaldamento globale, l'inquinamento atmosferico, l'andamento crescente della domanda mondiale di energia, il problema dell'esaurimento delle scorte petrolifere previsto nell'arco di qualche decennio [9], impongono notevoli sforzi di ricerca volti soprattutto a migliorare l'efficienza energetica in tutti i settori, a sviluppare tecnologie innovative, ad introdurre fonti rinnovabili alternative.

Il panorama energetico italiano è endemicamente caratterizzato da una forte dipendenza dall'estero per l'approvvigionamento energetico, con livelli di importazione che negli ultimi 20 anni hanno più dell'85% dei consumi totali [7]. Inoltre, in accordo con gli impegni assunti dalla sottoscrizione del protocollo di Kyoto, l'Italia si è impegnata a ridurre entro il quadriennio 2008-2012 le emissioni di CO<sub>2</sub> ed altri gas serra del 6,5% rispetto al 1990 [7]. Considerando che le emissioni nel 1990 erano pari a circa 508 milioni di tonnellate di CO<sub>2</sub> (MtCO<sub>2</sub>), l'obiettivo di Kyoto si traduce in un limite massimo di circa 475 MtCO<sub>2</sub> entro il 2012 [10]. In tal senso, la Legge 120/2002 per la ratifica del protocollo di Kyoto, ha indicato, tra le misure con le quali l'Italia intende raggiungere gli obiettivi prefissati, l'accelerazione delle iniziative di ricerca e sperimentazione dell'idrogeno quale combustibile del sistema energetico nazionale.

In tale contesto le celle a combustibile sono destinate a svolgere un ruolo di primaria importanza in virtù delle loro caratteristiche peculiari, che sono perfettamente in linea con gli obiettivi che si stanno perseguendo nel settore energetico. Tuttavia esistono alcuni ostacoli alla commercializzazione su vasta scala, principalmente legati ai costi d'impianto molto elevati, rispetto alle tecnologie tradizionali, ed ai problemi tecnici riguardanti affidabilità, durata e sollecitazione dei materiali.

Sono quindi ancora necessari importanti progressi tecnologici per migliorare contemporaneamente prestazioni, affidabilità e costi. Solo attraverso un forte sostegno finanziario, mirato ad un'adeguata attività di ricerca e soprattutto di sperimentazione, si può raggiungere un sufficiente livello di standardizzazione con conseguenti vantaggi commerciali. A tal proposito, nel giugno 2008 la Commissione Europea ha approvato la Joint Technology Iniziative (JTI) per "Fuel Cells and Hydrogen", il cui scopo principale è quello di accelerare lo sviluppo della tecnologia a celle a combustibile in Europa, e

permettere la loro definitiva commercializzazione già per il prossimo decennio. Sono stati stanziati finanziamenti pari a 470 milioni di euro per il periodo 2008 – 2013, ai quali si aggiungerà un’analoga somma messa a disposizione dal settore industriale. L’attività della JTI si articolerà nei seguenti punti:

- veicoli a idrogeno e stazioni di rifornimento;
- produzione sostenibile e distribuzione dell’idrogeno;
- celle a combustibile per cogenerazione e generazione elettrica;
- celle a combustibile per alcuni settori dell’elettronica.

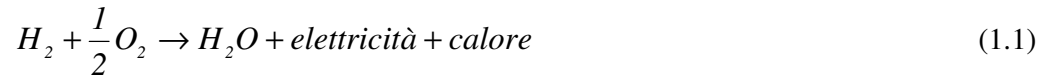
In Tabella 1.1 sono riportate le quote di mercato ipotizzate dalla JTI al 2020 per i vari settori di impiego delle celle, da cui si può evidenziare come le previsioni per applicazioni cogenerative stimano un quantitativo compreso tra 100.000 e 200.000 unità vendute, con una conseguente riduzione dei costi d’impianto che raggiungeranno i 2.000 €/kW nell’ambito della micro-cogenerazione (potenze inferiori a 100 kW) e i 1.000-1.800 €/kW nell’ambito della cogenerazione industriale (potenze maggiori di 100 kW).

## **1.2 DESCRIZIONE DEL PRINCIPIO DI FUNZIONAMENTO DI UNA FUEL CELL**

Le celle a combustibile convertono direttamente aria e combustibile in corrente elettrica continua, calore e acqua, generando potenza con alta efficienza e basso impatto ambientale, secondo la seguente reazione chimica:

<b>Proiezioni al 2020</b>	<i>FC portatili per dispositivi elettronici</i>	<i>Generatori portatili / Primi mercati</i>	<i>FC stazionari (unità CHP)</i>	<i>Trasporto su strada</i>
Unità H <sub>2</sub> / FC vendute per anno fino al 2020	~ 250 milioni	~ 100.000 (~ 1 GWe)	100.000 - 200.000 (2 - 4 GWe)	0,4 – 1,8 milioni
Vendite totali al 2020	n. a.	~ 600.000 (~ 6 GWe)	400.000 – 800.000 (8 – 16 GWe)	1 – 5 milioni
Stato del mercato EU al 2020	Stabilizzato	Stabilizzato	In crescita	Introduzione nel mercato
Potenza media di sistemi a celle a combustibile al 2020	15 W	10 kW	< 100 kW (Micro CHP) > 100 kW (CHP industriale)	80 kW
Costi di sistemi a celle a combustibile al 2020	1 – 2 €/W	500 €/kW	2.000 €/kW (Micro CHP) 1.000 – 1.500 €/kW (CHP industriale)	< 100 €/kW (per 150.000 unità/anno)

**Tabella 1.1:** Scenario JTI al 2020 per idrogeno e celle a combustibile (Fonte: ENEA)



Nel suo schema di base, una fuel cell è costituita da due elettrodi in materiale poroso, un anodo e un catodo, separati da un elettrolita che permette la migrazione degli ioni e che, a seconda del tipo di cella, può essere liquido o solido.

Sulla superficie dell'anodo avviene l'ossidazione dell'idrogeno che, venendo assorbito, diffonde attraverso la struttura porosa dell'elettrodo e passa in soluzione allo stato di ione  $H^+$ , liberando un elettrone. Al catodo reagisce invece l'ossigeno riducendosi. Collegando i due elettrodi tramite un conduttore elettrico, l'elettrolita, si ha la circolazione degli elettroni dall'anodo al catodo con generazione di corrente elettrica. Tale processo, il cui principio di funzionamento è illustrato in Figura 1.3, si svolge senza interruzione finché permane una quantità sufficiente di  $H_2$  e  $O_2$ . La funzione degli elettrodi porosi è quella di fornire un'area adeguata allo svolgimento delle reazioni elettrochimiche (un aumento dell'area di reazione fa aumentare il potenziale e quindi le prestazioni della cella), di condurre gli elettroni, di fornire la connessione con le altre celle, ed infine di garantire un'efficiente diffusione dei reagenti gassosi e dei prodotti di reazione. Senza un'appropriata velocità di diffusione dei reagenti all'interno dell'elettrolita e dei prodotti, che in maniera ciclica devono lasciare spazio a nuovi reagenti, si ha la formazione di gradienti di concentrazione che determinano una caduta di tensione e quindi una diminuzione delle prestazioni della cella.

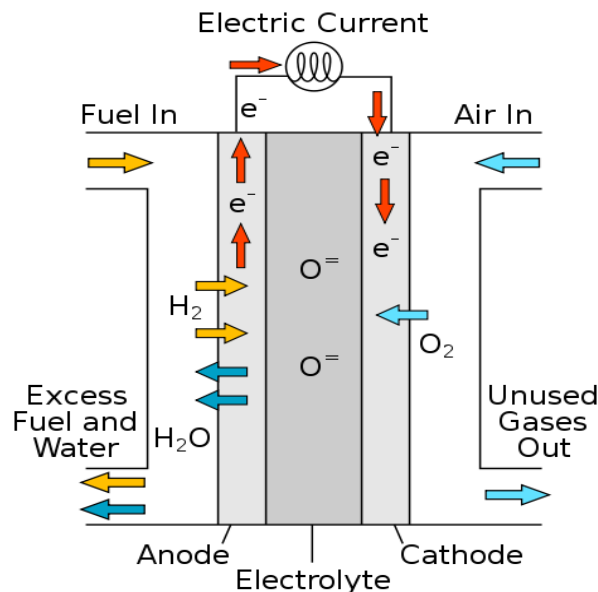


Figura 1.3: Schema di funzionamento di una fuel cell



Generalmente ai materiali che costituiscono gli elettrodi sono aggiunti, in piccole quantità, dei metalli catalizzatori, che hanno la funzione di incrementare la velocità delle reazioni. I tipi di catalizzatori da impiegare sono determinati in relazione alla temperatura di funzionamento delle celle. Per le celle funzionanti a bassa temperatura sono necessari metalli catalizzatori molto costosi come platino, oro e argento, mentre per quelle che operano a temperature più elevate possono essere impiegati metalli meno nobili come il nichel, oppure può non essere affatto necessario l'uso del catalizzatore. Nelle celle a bassa temperatura inoltre, la presenza di sostanze come CO e CO<sub>2</sub> nei gas reagenti è dannosa poiché comporta un avvelenamento dei catalizzatori, i quali reagendo con l'elettrolita, bloccano il funzionamento della cella. Nelle celle ad alta temperatura tale problema ha una minore entità, o in alcuni casi non sussiste.

Ciò che determina la temperatura di funzionamento di una cella a combustibile è il tipo di elettrolita impiegato che, all'interno della cella, ha la funzione di trasportare i reagenti all'elettrodo e di condurre gli ioni prodotti da una reazione (che può avvenire all'anodo o al catodo a seconda del tipo di cella) per essere consumati dall'altra, chiudendo così il circuito elettrico della cella. La trasformazione elettrochimica è accompagnata da produzione di calore, che deve essere opportunamente estratto, mediante un sistema di raffreddamento della cella, al fine di garantire il corretto funzionamento isoterma e isobara della stessa, ed eventualmente recuperato a valle per usi cogenerativi o a monte, nella sezione di trattamento del combustibile. La cella a elettrolita polimerico (PEM) e quella ad acido fosforico (PAFC) impiegano il trasporto di ioni H<sup>+</sup> (cationi) dall'anodo al catodo, dove l'acqua è rilasciata come prodotto di reazione. La cella alcalina (AFC), così come la cella a carbonati fusi (MCFC) e la cella a ossidi solidi (SOFC), impiegano il trasporto di ioni negativi H<sup>-</sup> (anione) dal catodo all'anodo, con rilascio di acqua all'anodo.

La funzione dell'elettrolita è fondamentale, perché se non avvenisse la migrazione degli ioni per diffusione, l'accumulo di carica ionica impedirebbe il flusso di elettroni nel circuito esterno e la reazione si fermerebbe.

Le proprietà dell'elettrolita condizionano fortemente il funzionamento di una cella, ed in particolare le seguenti caratteristiche operative:

- campo della temperatura di funzionamento;
- specie chimiche coinvolte nelle reazioni elettrochimiche;
- tolleranza alle impurezze o ad altri tipi di gas eventualmente presenti;
- tipo di ioni e direzione in cui diffondono attraverso la cella;

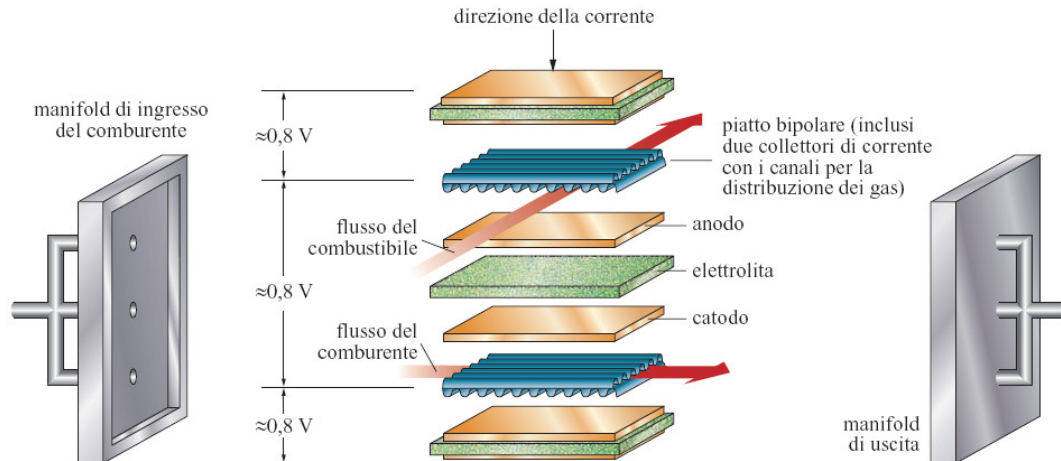
- natura dei materiali costruttivi;
- caratteristiche di resistenza meccanica e di utilizzo;
- vita utile della cella.

La zona in cui avvengono le reazioni elettrochimiche è chiamata zona trifase in quanto sono presenti tutte e tre le fasi: la fase solida del catalizzatore, la fase gassosa dei reagenti e quella liquida dell'elettrolita.

Un'area è definita attiva quando è esposta ai reagenti (che sono in fase gassosa) ed è in contatto elettrico con l'elettrodo (in fase solida) e, inoltre, un'area è attiva quando è in contatto ionico con l'elettrolita (liquido o solido). La densità di queste aree e la loro natura gioca un ruolo determinante nelle prestazioni elettrochimiche, nel caso sia di celle ad elettrolita liquido che di celle ad elettrolita solido. Nelle celle ad elettrolita liquido, infatti, se l'elettrodo poroso è a contatto con un'eccessiva quantità di elettrolita (allagamento dell'elettrodo), può verificarsi una limitazione del trasporto delle sostanze gassose verso le zone di reazione, con una conseguente riduzione delle prestazioni elettrochimiche dell'elettrodo stesso. Pertanto è opportuno mantenere un necessario equilibrio tra elettrodo, elettrolita e reagenti gassosi nella struttura dell'elettrodo poroso. Il mantenimento di questo equilibrio è un aspetto tanto fondamentale, per il buon funzionamento della cella, quanto di complessa ottimizzazione. Nelle celle a elettrolita solido è necessario che ci sia un gran numero di zone catalizzatrici all'interfaccia che è elettricamente e ionicamente connessa rispettivamente all'elettrodo e all'elettrolita e che è esposta ai reagenti gassosi. Per raggiungere quindi prestazioni elevate è necessario l'utilizzo di un elettrodo con conduttività mista, capace di condurre sia ioni che elettroni.

In Figura 1.4 è riportata una vista esplosa che illustra i componenti di una cella a combustibile.

Una singola cella genera una potenza di circa 15-20 W [11], un voltaggio compreso nell'intervallo 0,6 ÷ 0,7 V e una densità di corrente che va da 300 mA/cm<sup>2</sup> a 800 mA/cm<sup>2</sup> [7]. Poiché nella pratica corrente tante applicazioni richiedono voltaggi e potenze molto più elevate, più celle singole possono essere collegate elettricamente in serie o in parallelo tramite delle interconnessioni elettriche, in modo da ottenere una tensione/potenza complessiva del valore desiderato. L'impilamento di celle che così si ottiene, forma il cosiddetto "stack" (o pila) che, assemblati a loro volta in moduli, costituiscono la sezione elettrochimica del sistema a celle a combustibile.



**Figura 1.4:** Componenti di una fuel cell

L'impilamento si avvale di alcuni piatti, solitamente di grafite, detti flow fields. Questi hanno due importanti funzioni: portare ossigeno e idrogeno agli elettrodi e "raccolgere" la corrente prodotta dalle fuel cells. Come si può vedere in Figura 1.4, i flow fields, per ridurre il volume dello stack, sono bivalenti, da una parte convogliano l'idrogeno in una cella, e dall'altra portano ossigeno alla cella a fianco. Dalla possibilità di collegare (in serie o in parallelo) i vari elementi nasce la grande modularità di questi sistemi generatori di corrente.

Sono state realizzate diverse geometrie di stacks, tra cui le più diffuse sono le configurazioni planare-bipolare e le configurazione tubolari [12].

Per quanto riguarda i reagenti di una cella, in teoria, qualsiasi sostanza in grado di subire un'ossidazione chimica, se alimentata al sistema in modo continuo, può essere bruciata galvanicamente all'anodo come combustibile [12], mentre qualsiasi fluido che può essere ridotto a una adeguata velocità, può essere utilizzato come ossidante. Nonostante possa essere desiderabile l'uso diretto di combustibili convenzionali, la maggior parte delle fuel cells in via di sviluppo utilizza come combustibile idrogeno gassoso o gas di sintesi ricchi di  $H_2$  e come ossidante l'ossigeno gassoso disponibile nell'aria. In particolare, le celle a bassa e media temperatura (AFC, PEM, PAFC) per funzionare correttamente necessitano di idrogeno di purezza industriale (almeno 99,99%), mentre quelle a più alta temperatura (MCFC e SOFC) impiegano come combustibili anche il monossido di carbonio e il metano.

L'idrogeno rappresenta sicuramente il miglior combustibile attualmente disponibile, per le sue eccellenti caratteristiche sia energetiche che ambientali:

- gas incolore, inodore, non velenoso, estremamente volatile e leggero;
- elemento più leggero e abbondante dell'universo, raro sulla Terra allo stato elementare, ma molto diffuso sotto forma di composti (acqua, idrocarburi, sostanze minerali, organismi animali e vegetali), pertanto può essere prodotto sia da fonti fossili, sia da fonti rinnovabili, sia da fonte nucleare;
- elevata reattività elettrochimica anche a temperature minori di 300 °C rispetto ai combustibili tradizionali (idrocarburi, carbone, ecc.);
- assenza di sostanze inquinanti prodotte nella reazione elettrochimica quando si usa idrogeno e ossigeno puri.

L'idrogeno, nella maggior parte dei casi, viene prodotto a partire dai diversi combustibili fossili presenti in commercio, opportunamente trattati nella stazione di trattamento del combustibile. In tal caso, il gas naturale rappresenta il combustibile di elezione per alimentare le celle a combustibile, in quanto consente un approvvigionamento continuo attraverso una rete di distribuzione capillare. Resta, tuttavia, aperta la possibilità di impiegare combustibili alternativi, quali GPL, idrocarburi liquidi, gas di raffineria, metanolo [12].

### **1.3 IL SISTEMA A CELLE A COMBUSTIBILE**

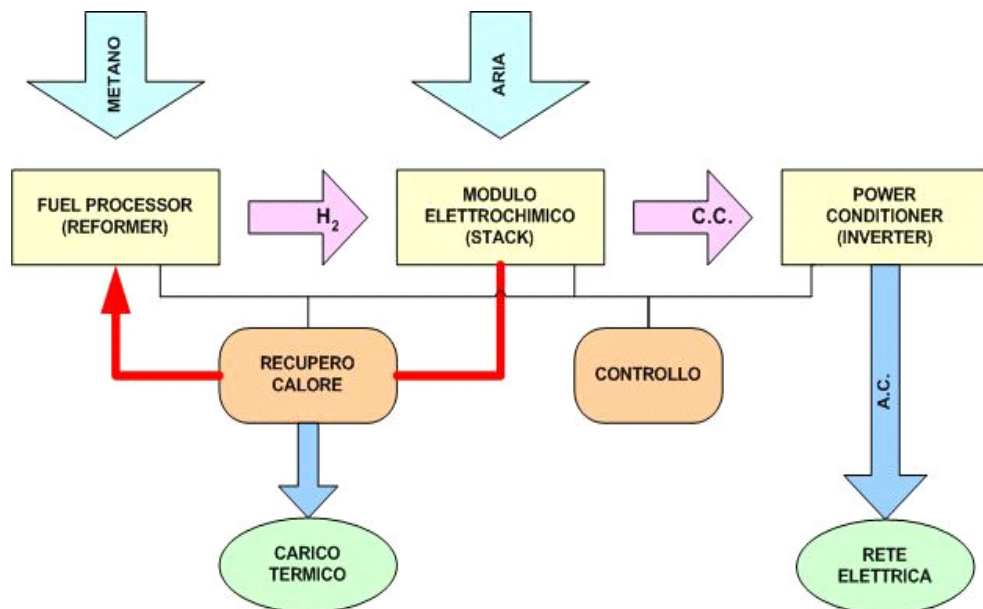
Un impianto di generazione di potenza a celle a combustibile è generalmente costituito da diversi sottosistemi (Figura 1.5).

Il cuore dell'impianto è rappresentato dal **modulo elettrochimico**, che rappresenta la sezione di generazione di potenza, costituito dagli elettrodi, dall'elettrolita e dalle interconnessioni elettriche, ovvero dallo stack, di cui si è discusso nel paragrafo precedente. Lo stack è la parte centrale del sistema attorno al quale è costruito il cosiddetto Balance of Plant (BoP) che comprende tutte le strutture necessarie al funzionamento dell'impianto. Il BoP può presentare una complessità notevole ed è generalmente costituito dai seguenti componenti:

- sistema di trattamento del combustibile (fuel processor);
- sistema di condizionamento della potenza elettrica (power conditioning);
- sistema di controllo elettronico;
- sistema di recupero del calore;

– apparecchiature ausiliarie.

Il **sistema di trattamento del combustibile** comprende tutte le apparecchiature necessarie al trattamento del combustibile e alla trasformazione dello stesso in idrogeno. Le caratteristiche di questa sezione ed il tipo di operazioni necessarie variano a seconda della fuel cell adottata nell'impianto. Ad esempio, nel caso delle PEFC è necessario che l'idrogeno entrante nello stack sia ad elevata purezza e completamente privo di alcuni composti, quali il monossido di carbonio e i composti dello zolfo, altamente dannosi per il sistema catalitico della cella. Pertanto il combustibile è sottoposto ad una prima fase di desolfurazione, seguita da un processo di trasformazione in idrogeno (generalmente steam reforming) e da una fase finale di pulizia del gas uscente dalla sezione del reformer (gas cleaning). Per quanto riguarda invece le celle ad alta temperatura, le condizioni di trattamento del combustibile sono meno severe determinando un numero inferiore di processi necessari. In questo caso ad esempio, la presenza del monossido di carbonio non compromette il funzionamento della cella, costituendo anzi un combustibile che viene ossidato a biossido di carbonio nel comparto anodico. Ciò comporta quindi l'eliminazione dei processi atti alla conversione del monossido di carbonio andando ad incidere positivamente sui costi di impianto.



*Figura 1.5: Schema di un sistema di potenza a fuel cell*

Il **sistema di condizionamento della potenza** è costituito da regolatori di tensione e da inverter. Tale sistema ha i seguenti compiti: trasformare le caratteristiche elettriche dell'energia generata dalla cella per soddisfare l'utenza, interfacciarsi con il sistema di controllo e fornire energia agli ausiliari del sistema.

Generalmente la corrente elettrica prodotta dal modulo elettrochimico fuel cells non presenta caratteristiche (intensità, tensione) tali da poter essere direttamente impiegata da un carico elettrico. Infatti, la tensione di output della cella non è costante e la corrente generata dal sistema è in corrente continua. Per questi motivi, soprattutto nel caso di collegamento dell'impianto in rete, è necessaria la presenza dei regolatori di tensione, che regolano ed elevano la tensione in output, e dell'inverter DC/AC, monofase o trifase a seconda dell'utenza, che converte la corrente continua in corrente alternata. Queste apparecchiature sono soprattutto necessarie nel caso di impianti fuel cells in assetto cogenerativo grid-connected, per i quali il costo dell'inverter incide in modo significativo sul costo dell'intero sistema.

Il **sistema di controllo** elettronico è indispensabile per un moderno sistema a fuel cells, in quanto deve eseguire numerosi compiti di gestione dell'impianto e di acquisizione dei dati. In sintesi, questo sistema gestisce le fasi di avviamento e di fermata, controlla e gestisce le varie condizioni operative, tra cui il riscaldamento e il raffreddamento del sistema, acquisendo contestualmente i dati più significativi relativi al funzionamento dell'impianto, come ad esempio i parametri elettrici, termici ed i parametri connessi all'alimentazione dei gas.

La **sezione di recupero del calore** è costituita da una serie di scambiatori di calore che sono impiegati per:

- fornire l'energia termica richiesta alla sezione di trattamento del combustibile;
- preriscaldare i gas reagenti in ingresso allo stack tramite i gas esausti dall'impianto stesso;
- consentire un eventuale recupero del calore di scarto rendendolo disponibile alle utenze di cogenerazione;
- permettere l'eventuale impiego del sistema fuel cells in cicli combinati.

Nel caso di celle a bassa temperatura sono presenti dei sistemi di raffreddamento al fine di smaltire il calore di reazione per evitare surriscaldamenti interni. Il raffreddamento dello stack può avvenire in vari modi a seconda della tecnologia impiegata. Nella tecnologia alcalina ad esempio, il raffreddamento avviene tramite la circolazione dell'elettrolita

liquido, mentre nelle celle ad elettrolita polimerico o in quelle ad acido fosforico il raffreddamento avviene mediante acqua o altro liquido refrigerante circolante attraverso lo stack.

Le **apparecchiature ausiliarie** sono necessarie sia per l'alimentazione e la movimentazione dei gas (pompe, soffianti, compressori, apparecchiature di ricircolo quali eiettori per i gas esausti, ecc.) sia per la misura ed il controllo dei parametri sensibili (valvole, flussometri, regolatori di pressione, ecc.).

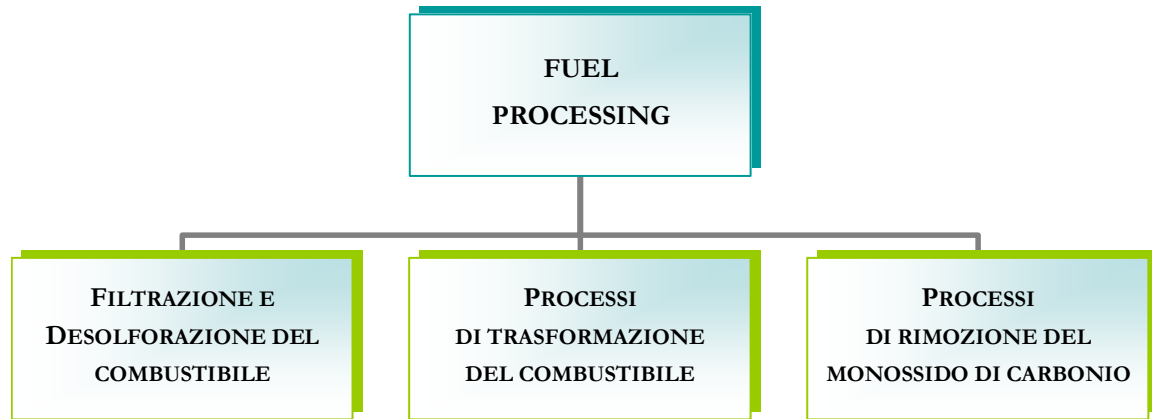
La Figura 1.5 illustra una schematizzazione dell'impianto di potenza a celle a combustibile. Il gas naturale fluisce nel **fuel processor** dove viene sottoposto a reforming e convertito in un gas ricco di idrogeno. Questo gas reagisce nel **modulo elettrochimico** (stacks di fuel cells) generando corrente elettrica continua, che è successivamente convertita in corrente alternata nella **sezione di condizionamento della potenza** elettrica.

#### **1.4 FUEL PROCESSING**

Con l'espressione "Fuel Processing", impiegata nella letteratura sulle fuel cells, si intende l'insieme di tutti i processi atti alla trasformazione di combustibili convenzionali (idrocarburi) solidi, liquidi o gassosi, in un combustibile riformato e allo stato gassoso, che abbia caratteristiche tali da poter reagire all'anodo di una fuel cell. Ciò che avviene nella sezione di trattamento del combustibile di un sistema a fuel cells può essere sintetizzato nei seguenti tre fasi principali (Figura 1.6):

- **filtrazione e desolfurazione del combustibile:** rimozione di alcune sostanze, eventualmente presenti nel combustibile in ingresso al sistema, come solfuri, alogenuri e ammoniaca, estremamente nocive per i catalizzatori, sia del fuel processor che della cella;
- **processi di trasformazione del combustibile:** conversione del combustibile convenzionale in un gas riformato e ricco di idrogeno ed eventuale trasformazione del monossido di carbonio e dell'acqua presenti nel gas riformato in idrogeno e biossido di carbonio attraverso la reazione di water-shift;
- **processi di rimozione del monossido di carbonio:** ossidazione selettiva per ridurre la concentrazione del monossido di carbonio a poche ppm, e rimozione dell'acqua tramite condensazione per aumentare la concentrazione di idrogeno.

Nella sezione di trattamento del combustibile (fuel processor) ha luogo uno o più fra le suddette fasi, in funzione del tipo di combustibile ed delle caratteristiche della fuel cell, essenzialmente determinate dalla temperatura di funzionamento della stessa.



*Figura 1.6: Schema concettuale del Fuel Processing*

Indipendentemente dal sistema di fuel cells considerato, è strettamente necessaria la rimozione di qualsiasi tipo di composto dello zolfo eventualmente presente nel combustibile di alimentazione, prima di essere inviato alla sezione di conversione del combustibile. Ciò è dovuto essenzialmente alla elevata pericolosità dello zolfo, che costituisce un veleno sia per i catalizzatori del reformer sia per quelli dello stack, compromettendone seriamente il funzionamento. Pertanto è necessario che il valore della concentrazione di zolfo contenuto nel combustibile in ingresso sia inferiore a 0,1 ppm.

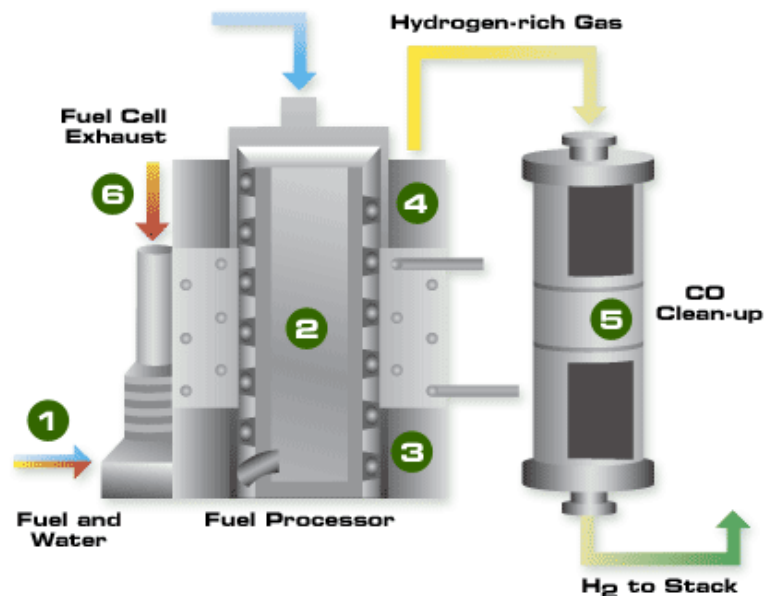
Generalmente i due sistemi principali di desolforizzazione impiegati sono l'HydroDesulphurisation (HDS) e l'impiego di cartucce adsorbenti. Tramite il sistema HDS i composti dello zolfo vengono convertiti in  $H_2S$  con la reazione di idrogenolisi, che avviene a temperature di 350÷400 °C per mezzo di catalizzatori a ossidi di nichel-molibdeno e ossidi di cobalto-molibdeno. Tale composto è poi adsorbito su un letto a ossidi di zinco con la conseguente formazione di  $ZnS$ , successivamente rimosso. Il secondo processo di rimozione dello zolfo avviene per mezzo di cartucce adsorbenti costituite da carboni attivi oppure da setacci molecolari.

La rimozione del monossido di carbonio contenuto nel combustibile dopo essere stato trattato e convertito in un gas ricco di idrogeno, costituisce un fattore cruciale del fuel processing di celle a bassa temperatura, in modo particolare delle PEFC. I metodi di rimozione generalmente impiegati sono molto costosi, quelli di più frequente impiego sono i reattori a ossidazione selettiva e l'uso di particolari membrane che separano e purificano l'idrogeno. Nei reattori a ossidazione selettiva viene aggiunto al flusso di combustibile una piccola percentuale di aria (2%), il flusso risultante è poi inviato attraverso dei metalli



catalizzatori che assorbono il monossido di carbonio, lasciando passare l'idrogeno. Nell'utilizzo di tale metodo bisogna adottare particolari misure di sicurezza. Infatti, la presenza di idrogeno, del monossido di carbonio e dell'ossigeno che si trovano ad elevata temperatura, potrebbe indurre la formazione di miscele esplosive, aspetto che contribuisce ad innalzare ulteriormente il costo di tale tecnica di rimozione del CO.

La Figura 1.7 illustra uno schema degli steps successivi che costituiscono il fuel processing necessario, ad esempio, per una cella a bassa temperatura come la PEFC. Nel caso rappresentato in figura, la rimozione del monossido di carbonio avviene per mezzo di una combustione in un bruciatore catalitico.



- 1 Air, fuel, and water are preheated
- 2 The mixture enters the reformer where it forms hydrogen and carbon monoxide
- 3 Carbon monoxide reacts with steam to produce additional hydrogen and carbon dioxide
- 4 Sulfur compounds are removed from the fuel
- 5 Any remaining carbon monoxide is preferentially oxidized (burnt) to remove it
- 6 Waste hydrogen returning from the fuel cell is combusted and used in the fuel processor for higher efficiency operation

*Figura 1.7: Fuel processing (Fonte: Nuvera Fuel Cells)*

L'integrazione del fuel processor con lo stack avviene tramite i sottosistemi di recupero [6], che consentono il recupero dei gas esausti delle celle, del calore di scarto e della potenza elettrica. Infatti, gli off-gas dell'anodo possono essere impiegati come combustibile nel combustore del fuel processor, così come l'aria in output al catodo come ossidante. Allo stesso modo il calore di scarto dallo stack, che viene rimosso tramite un circuito di raffreddamento diretto o indiretto (le reazioni nella cella avvengono a temperatura costante), può essere utilizzato per incrementare il vapore necessario al processo di reforming, per surriscaldare il vapore, preriscaldare il gas di alimentazione e l'aria in ingresso allo stack. Infine, il recupero della potenza consente un utilizzo della stessa, ad esempio, per pressurizzare i flussi in ingresso e per far funzionare altri componenti di impianto. Inoltre, tanto più è elevato il grado di interazione fra lo stack e i sottosistemi che compongono l'impianto, quanto saranno migliori le prestazioni del sistema a fuel cells [6]. Al fine di garantire buone prestazioni, il fuel processor deve essere inoltre caratterizzato dai seguenti fattori: elevata efficienza termica, elevata produzione di idrogeno (per alcuni tipi di celle anche elevata produzione di monossido di carbonio), capacità di rapido avviamento, basso peso e compattezza in funzione del tipo di applicazione.

## **1.5 PROCESSI DI CONVERSIONE DEL COMBUSTIBILE IN IDROGENO**

Nel presente paragrafo si approfondirà con maggior dettaglio l'aspetto del fuel processing riguardante la trasformazione del combustibile in idrogeno per l'alimentazione della fuel cell.

Ad oggi, esistono varie tecnologie mature ed altre in via di sperimentazione finalizzate alla conversione di un combustibile di varia natura in idrogeno. Tuttavia, nel seguito del presente lavoro l'attenzione sarà focalizzata solo sulle tecnologie maggiormente sviluppate e impiegate nel campo delle fuel cells, ovvero lo **Steam Reforming (SR)**, l'**ossidazione parziale** e il **reforming autotermico**. In particolare, poiché lo steam reforming è, allo stato attuale, la tecnologia più largamente adottata nelle varie applicazioni di generazione di potenza stazionaria da gas naturale, esso sarà trattato con maggior dettaglio.

### **1.5.1 STEAM REFORMING**

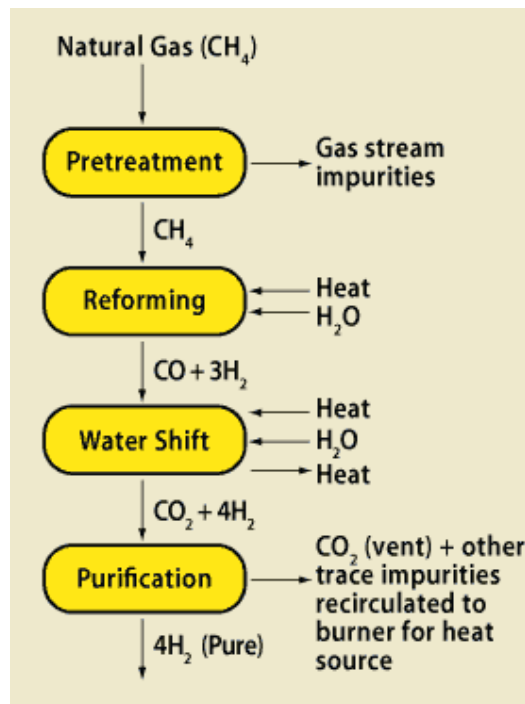
Lo steam reforming, allo stato attuale, costituisce il processo economicamente più vantaggioso e maggiormente impiegato per la produzione di idrogeno su vasta scala [11].

Infatti, con lo steam reforming del metano si produce circa il 50% della quantità di idrogeno prodotta a livello mondiale.

Il reforming di un combustibile è un processo che, allo stato finale, converte un idrocarburo in idrogeno, monossido di carbonio e anidride carbonica. Questo metodo può essere impiegato solo per gli idrocarburi leggeri, ovvero quelli con elevati rapporti  $H/C$  della molecola (ad esempio metano, etano, propano e butano) e, in presenza di un catalizzatore speciale, lo steam reforming può essere anche effettuato con la nafta.

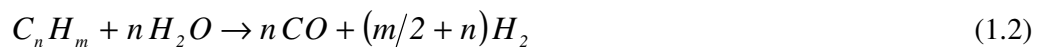
Generalmente il processo di reforming consta di tre passaggi (Figura 1.8):

- **steam reforming** con generazione del gas di sintesi (syngas, ovvero idrogeno più monossido di carbonio);
- reazione di **water-shift**;
- purificazione del gas.



**Figura 1.8:** Diagramma a blocchi del processo di steam reforming

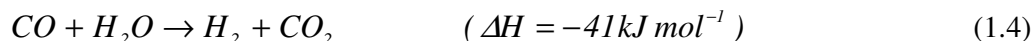
La reazione di steam reforming di un generico idrocarburo  $C_nH_m$  avviene facendo reagire l'idrocarburo con vapor d'acqua in presenza di catalizzatori, producendo così monossido di carbonio e idrogeno:



In particolare, lo steam reforming del metano avviene con la decomposizione dello stesso in idrogeno e monossido di carbonio, secondo la reazione fortemente endotermica:



Il syngas così formatosi viene inviato nei reattori di shift, dove reagisce con il vapore d'acqua. In questi reattori si ha la conversione del monossido di carbonio in anidride carbonica oltre a produzione ulteriore di idrogeno, secondo la reazione esotermica di water-shift:



Queste reazioni avvengono ad elevata temperatura. Ad esempio, lo steam reforming del metano avviene a una temperatura di 800 °C e a una pressione di 2,5 MPa.

Il reattore in cui si realizza la reazione di reforming è detto reformer, ed è costituito da un sistema di tubi in acciaio che contengono un catalizzatore a base di nichel (al fine di incrementare la velocità di reazione del processo e poter consentire quindi un funzionamento a temperature relativamente più basse), in cui è immesso il vapore.

Il rapporto vapore/carbonio (steam to carbon ratio, SCR) va da 3 a 5 per garantire una concentrazione minima di metano nei prodotti gassosi e un minimo deposito carbonioso sul metallo catalizzatore [12].

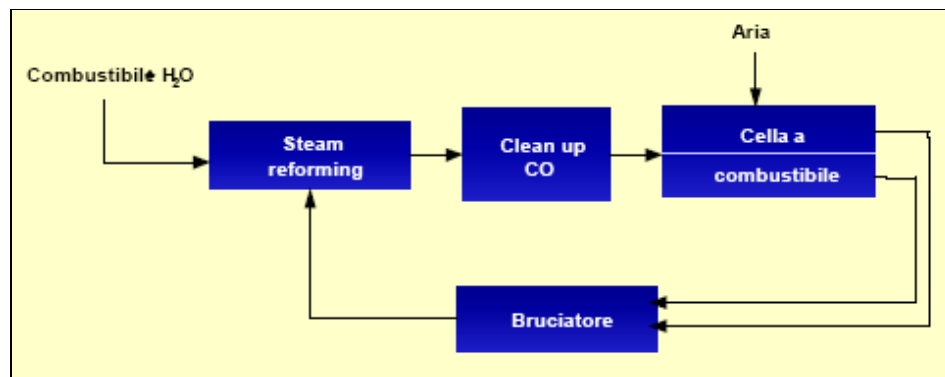
La reazione di water-shift ha luogo nei reattori di shift. Il gas di sintesi è inviato in un primo converter di alta temperatura (330÷550°C), poi in uscita da esso viene raffreddato e fatto passare attraverso un reattore a bassa temperatura (200÷250°C), abbattendo così il contenuto di monossido di carbonio fino allo 0,5%, percentuale adeguata alle celle ad alta temperatura, ma non a quelle a bassa, per le quali sono richiesti dei trattamenti aggiuntivi.

Dopo la rimozione del monossido di carbonio, che avviene nei reattori di shift, per ottenere idrogeno ad elevata purezza, il gas può subire ulteriori processi per rimuovere la CO<sub>2</sub> e il CO residuo (come ad esempio il processo wet scrubbing). Attualmente, la maggior parte degli impianti moderni adotta unità PSA (pressure-swing adsorption) che rimuovono la CO<sub>2</sub> e altre impurità eventualmente presenti (sostituendo la reazione di shift a bassa temperatura di rimozione della CO<sub>2</sub>) ottenendo un grado di purezza dell'idrogeno fino ad oltre il 99,99% [7, 11].

In definitiva, la reazione complessiva del reforming del metano, che si ottiene dalla combinazione della reazione di steam reforming e della reazione di shift, è data da:



Il processo globale di reforming dà luogo a una miscela gassosa in output costituita da idrogeno, anidride carbonica, monossido di carbonio non reagito, vapore e anche metano non convertito. La composizione reale dei prodotti in output dal reformer dipende da diversi fattori, quali la temperatura del reattore (o meglio la temperatura di uscita dal reformer), la pressione di funzionamento, la composizione del gas in ingresso al sistema di reforming, ecc. Gli off-gas del reformer (costituiti da tutti i gas che costituiscono la miscela in uscita dal reformer, esclusi quelli che vengono inviati alla cella) possono essere sfruttati per il processo stesso di reforming. Infatti, affinché le reazioni nel reformer possano aver luogo, nello stesso devono entrare combustibile, vapore e calore (essendo la reazione endotermica). In molte configurazioni, il calore è trasmesso direttamente al reformer da un combustore catalitico che si trova a stretto contatto termico con esso. Gli off-gas del reformer possono essere inviati e bruciati nel combustore. Nel caso di celle ad alta temperatura, nel combustore possono anche essere inviati gli esausti anodici (che contengono anche una percentuale di combustibile non reagito) con una frazione di quelli catodici (caratterizzati da eccesso di aria) della cella stessa (Figura 1.9). Per quanto riguarda il vapore necessario alle reazioni di reforming invece, esso può essere prodotto tramite degli scambiatori rigenerativi che recuperano il calore contenuto nell'esausto della cella oppure, nelle celle ad alta temperatura, il vapore può anche essere direttamente fornito dalla fuel cell, che lo produce nel comparto anodico.



**Figura 1.9:** Schema semplificato dell'integrazione fuel cell/reformer

Infine, si ritiene opportuno riportare l'espressione del rendimento di un processo di reforming. Il rendimento è dato dal rapporto tra l'energia immagazzinata nel potere calorifico dell'idrogeno prodotto e del combustibile utilizzato:

$$\varepsilon = \frac{\dot{m}_{H_2} \times PCI_{H_2}}{\dot{m}_{fuel} \times PCI_{fuel}} \quad (1.6)$$

Il valore di  $\varepsilon$  è in media del 65-70% per i sistemi di steam reforming di piccola taglia mentre, per gli impianti di grandi capacità,  $\varepsilon$  può arrivare al 75-95%, raggiungendo i valori più elevati nel caso di recupero e uso del calore di scarto [7].

### **1.5.1.1 Reforming Interno (IR)**

Il Reforming interno si basa sul principio secondo cui, il calore necessario per sostenere la reazione endotermica di steam reforming può essere fornito direttamente dalle reazioni elettrochimiche che avvengono all'interno dello stack. In virtù delle elevate temperature che occorrono per riformare un idrocarburo, ciò è possibile però, solo nel caso di fuel cells ad alta temperatura (MCFC, SOFC).

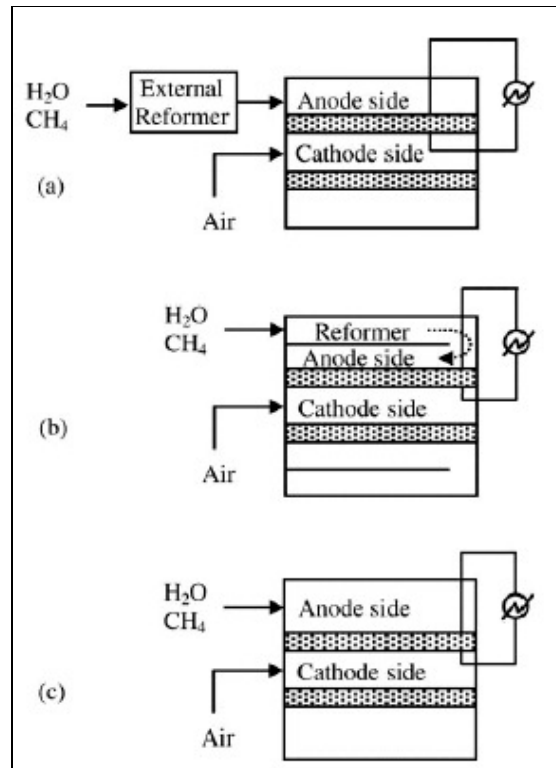
A differenza delle reazioni endotermiche di steam reforming, le reazioni elettrochimiche che avvengono nella cella si svolgono con produzione di calore (che è dovuta alle resistenze interne). Questo calore può essere sfruttato per sostenere le reazioni di reforming sottraendolo alla cella, che deve lavorare in condizioni di temperatura costante. Pertanto, ciò contribuisce a diminuire la portata di aria in eccesso che deve essere introdotta al comparto catodico per l'ordinario raffreddamento della cella, apportando notevole beneficio al rendimento elettrico dell'intero sistema.

Generalmente possono essere effettuati due tipi di reforming interno:

- Reforming Interno Indiretto (IIR)
- Reforming Interno Diretto (DIR).

La Figura 1.10 riporta una schematizzazione di queste due tipologie di reforming insieme a quella del reforming convenzionale, ovvero il reformer esterno (External Reformer, ER).

Nel caso del **Reforming Interno Indiretto IIR** (Figura 1.10b), la reazione di reforming e le reazioni elettrochimiche sono separate. Questa configurazione è anche nota come reformer integrato poiché il reformer è situato in modo adiacente al comparto anodico della cella, e il calore necessario alla reazione di reforming è trasferito tramite una parete di scambio termico che, come si vede dalla Figura 1.10b, separa il processo elettrochimico da quello di reforming del combustibile. In questa tipologia di reforming interno inoltre, il vapore necessario deve essere fornito separatamente.



**Figura 1.10:** (a) *External Reformer* (b) *Indirect Internal Reformer* (c) *Direct Internal Reformer*

Nel **Reforming Interno Diretto DIR** (Figura 1.10c), le reazioni di reforming e le reazioni elettrochimiche avvengono contemporaneamente nel comparto anodico dello stack. Per le MCFC, questo può essere realizzato inserendo dei catalizzatori per il reforming all'interno dei canali della fuel cell. Nel caso delle SOFC invece, a causa della più alta temperatura di funzionamento e del contenuto di nichel presente all'anodo, le reazioni di reforming possono avvenire direttamente all'anodo.

Il DIR offre non solo il vantaggio di un buon trasferimento di calore, che avviene direttamente, ma anche quello di una buona integrazione chimica. Infatti, il vapore prodotto dalla reazione elettrochimica anodica può essere direttamente usato nella reazione di reforming, senza il bisogno di riciclare il combustibile consumato.

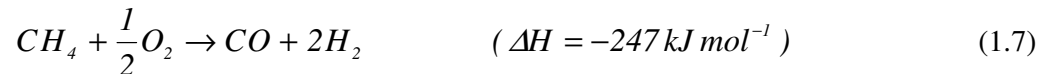
Il Reforming Interno offre inoltre, una serie di notevoli vantaggi:

- riduzione del costo del sistema, dovuto soprattutto all'assenza di un convenzionale reformer esterno;
- elevata conversione del metano, specialmente nel DIR dove la cella consuma l'idrogeno direttamente quando è prodotto;
- quantità di vapore necessaria inferiore nel caso del DIR;

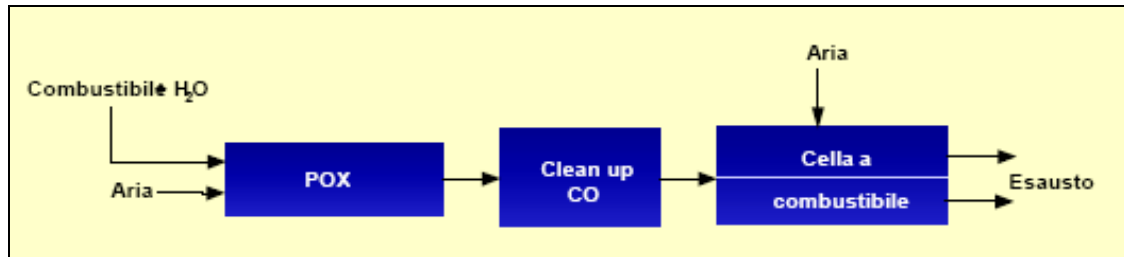
- configurazione più compatta, minori ingombri;
- rendimento elettrico del sistema più elevato.

### 1.5.2 OSSIDAZIONE PARZIALE (POX)

Il processo di ossidazione parziale può essere applicato a gas naturale, nafta, oli pesanti e carbone. Esso consiste nella reazione tra un idrocarburo e una quantità limitata di ossidante (ossigeno puro o aria), per formare il gas di sintesi. Ad esempio nel caso del metano si ha:



A differenza dello steam reforming, nell'ossidazione parziale il calore di reazione è fornito dalla combustione di una frazione del combustibile stesso (fornendo calore dalla combustione all'interno del reattore invece che con il trasferimento attraverso le pareti dei tubi), ciò comporta il raggiungimento di temperature molto più elevate (1300 – 1500 °C). La reazione può avvenire anche in presenza di catalizzatori con un conseguente abbassamento della temperatura di funzionamento. Uno schema concettuale del processo è illustrato in Figura 1.11.



*Figura 1.11: Schema semplificato dell'integrazione POX/fuel cell*

La separazione dell'idrogeno e la sua purificazione hanno luogo, in modo analogo allo steam reforming, in reattori di shift e in sistemi PSA. Questo processo raggiunge un'efficienza del 70% [7] nel caso del reforming del metano, e del 50% nel caso di reforming di altri idrocarburi. Il rendimento di conversione è inferiore a quello dello steam reforming perché, a differenza di quest'ultimo, un'aliquota di combustibile viene bruciata e non convertita.



Allo stato attuale, il processo di ossidazione parziale presenta maturità tecnologica solo per gli impianti di grandi dimensioni ma, per piccole unità (potenze inferiori a 100 kW), si trova ancora allo stato dimostrativo in modo particolare per le applicazioni con sistemi a fuel cells.

### 1.5.3 REFORMING AUTOTERMICO

Il reforming autotermico consiste in un'ossidazione parziale di un idrocarburo in presenza di un catalizzatore (platino o nichel), che avviene a temperature intermedie fra quelle che si raggiungono nei due processi che sono stati appena descritti. Per il reforming del metano si ha:



Nel reforming autotermico è necessaria una quantità inferiore di vapore rispetto a quella occorrente nello steam reforming.

Questo processo combina le caratteristiche migliori delle due tecnologie, infatti ad esempio, a differenza dello steam reforming, il reforming autotermico non necessita di sorgenti esterne di calore, determinando così una minore complessità e una maggiore compattezza del sistema. Inoltre, l'esotermicità della reazione di ossidazione parziale sostiene l'endotermicità della reazione di steam reforming. Anche in tale caso è prodotto un gas che può essere direttamente impiegato nelle celle ad alta temperatura ma non in quelle a bassa temperatura e oltre a ciò, sono necessari processi di shift e di purificazione del gas.

Lo stato attuale della tecnologia presenta lo sviluppo di reformer di piccola taglia da integrare con sistemi a celle a combustibile, da impiegare sia in usi residenziali sia in applicazioni nel settore dei trasporti con campi di potenza da 5 a 50 kW [7].

## **1.6 CURVE DI POLARIZZAZIONE**

La tensione reale (V), misurata ai capi di una cella, è minore rispetto a quella ideale ( $E_{rev}$ ), che si ha in condizioni di reversibilità a circuito aperto, ovvero a corrente erogata nulla. Ciò è dovuto alla presenza di alcuni fenomeni irreversibili che si instaurano una volta chiuso il circuito, e quindi con l'erogazione di corrente elettrica, e che danno origine a delle perdite (cadute di tensione) dette polarizzazioni.

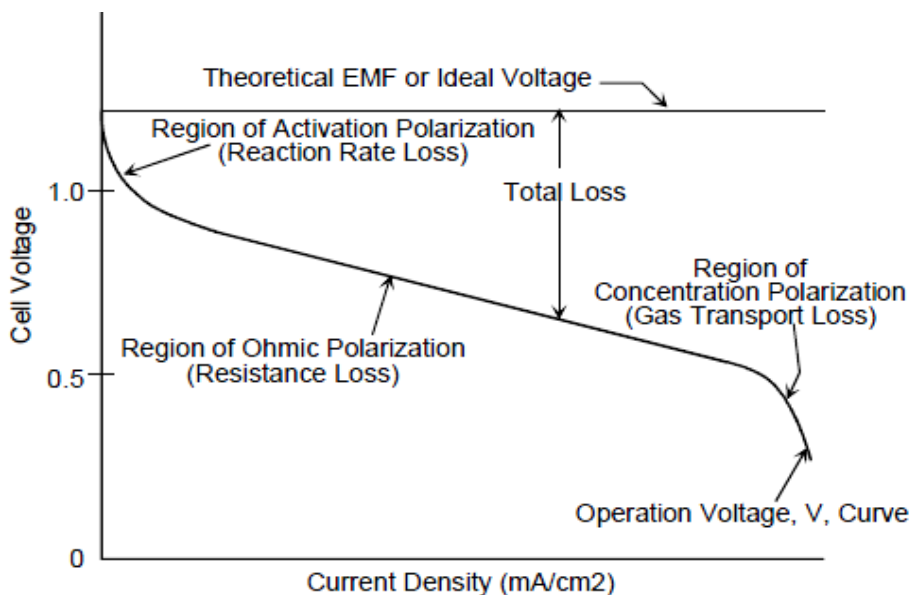
In Figura 1.12 è riportata una tipica curva caratteristica per le celle a combustibile, detta curva di polarizzazione. Questa curva esprime l'andamento della tensione ai capi

della cella (ovvero il voltaggio reale) in funzione della corrente erogata. Nel grafico inoltre sono riportate le regioni in cui agiscono le polarizzazioni e la perdita totale che, come si può dedurre dall'andamento della curva, aumenta con l'aumentare della densità di corrente, in modo tale che la tensione reale si allontana sempre più dal valore del voltaggio ideale  $E_{rev}$ , il quale, in condizioni standard e con acqua prodotta dalla cella allo stato liquido, è pari a 1,229 V.

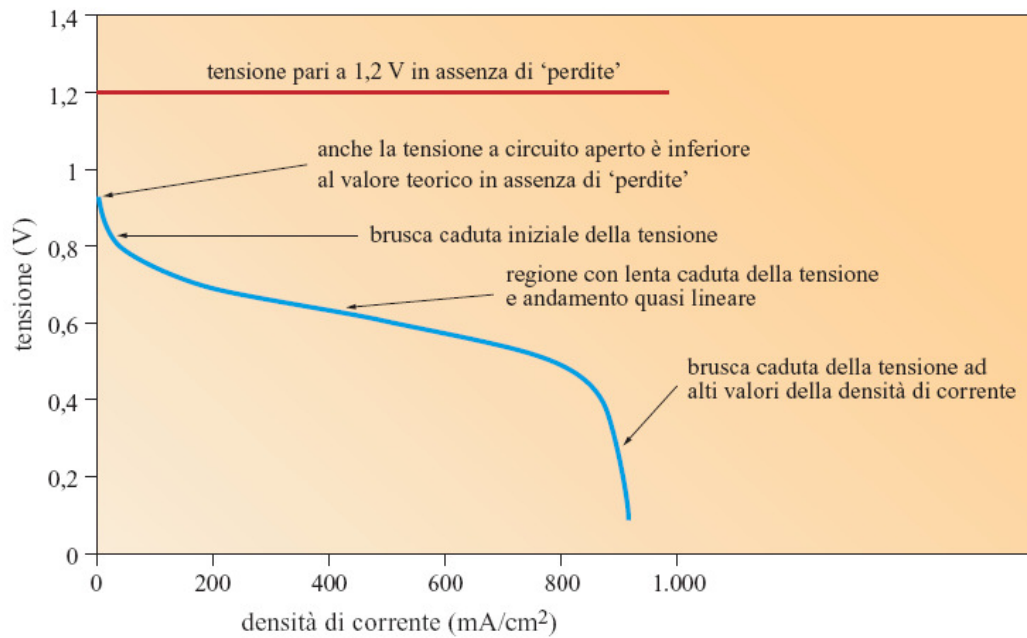
Per quanto riguarda l'andamento della curva di polarizzazione V-I, è necessario effettuare una distinzione fra celle a bassa temperatura e celle ad alta temperatura. Infatti, per le celle a bassa temperatura, gli effetti dei tre tipi di perdite sull'andamento della tensione sono più facilmente distinguibili, e la curva si presenta come mostrato nella Figura 1.13. Ciò spesso non accade per le celle ad alta temperatura, nelle quali le perdite di attivazione sono molto meno significative e quindi la parte concava della curva (a bassi valori di corrente) risulta essere meno evidente, mentre le perdite di concentrazione hanno una maggiore entità, determinando una maggiore estensione della porzione convessa della curva (Figura 1.14).

Dalla Figura 1.13 si può notare che:

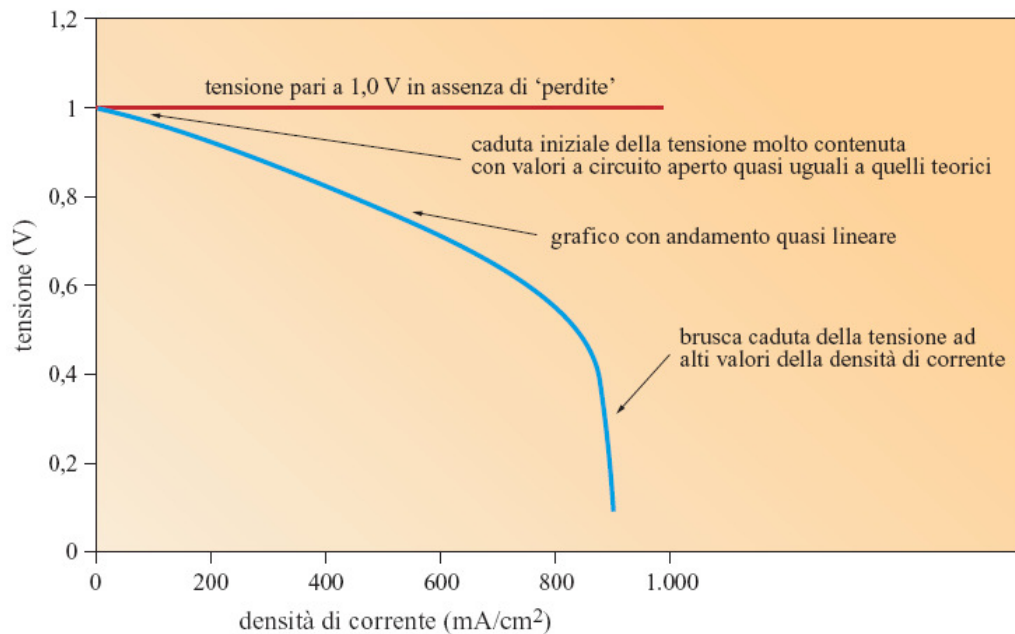
- il valore della tensione a circuito aperto ( $i = 0$ ) è minore rispetto al valore teorico;
- quando il circuito inizia ad erogare corrente ( $i \neq 0$ ) si verifica una brusca caduta di potenziale;



**Figura 1.12:** Curva caratteristica tensione / densità di corrente [12]



**Figura 1.13:** Curva di polarizzazione di cella a bassa temperatura



**Figura 1.14:** Curva di polarizzazione di cella ad alta temperatura

- in seguito l'andamento della curva presenta un tratto lineare;
- per alti valori della densità di corrente il potenziale decresce rapidamente.

Da Figura 1.14 si può notare che:

- la tensione a circuito aperto uguaglia, o è di poco inferiore al valore teorico;
- la caduta di potenziale iniziale è molto contenuta e presenta un andamento lineare;

- si ha una brusca caduta di potenziale per elevati valori di densità di corrente.

L'andamento della curva caratteristica (Figure 1.13 e 1.14) conferisce alle celle a combustibile un vantaggio notevole rispetto alle altre tecnologie di conversione di energia. Tale vantaggio è costituito da un buon funzionamento a carico parziale. Infatti, come già detto, le perdite di polarizzazione riducono la tensione di cella (ovvero il rendimento della fuel cell) di una quantità crescente al crescere della corrente. Ciò significa che le celle a combustibile aumentano il valore della tensione, e di conseguenza il proprio rendimento, se il funzionamento avviene a carichi parziali, ovvero a correnti inferiori di quelle del punto a pieno carico. Inoltre, i sistemi ausiliari (reformer, compressori, pompe) non diminuiscono gli assorbimenti in modo direttamente proporzionale al diminuire della potenza erogata dal sistema.

### **1.6.1 PERDITE DI POLARIZZAZIONE NELLA CELLA**

Le irreversibilità che insorgono nella cella durante il suo funzionamento si possono classificare nelle quattro seguenti tipologie di perdita:

- 1) perdite di attivazione;
- 2) perdite per “fuel crossover” e/o “internal currents”;
- 3) perdite per resistenza ohmica interna alla cella;
- 4) perdite di concentrazione.

#### **1.6.1.1 Perdite di attivazione**

Le perdite di attivazione,  $V_{att}$ , sono causate dalla lenta cinetica con la quale le reazioni possono aver luogo sulla superficie degli elettrodi, e sono connesse allo stadio iniziale della reazione, insorgendo a bassi valori della densità di corrente. La perdita di attivazione rappresenta la barriera energetica che le specie reagenti devono superare affinché la reazione possa innescarsi, e dipende dalla velocità delle reazioni elettrodeiche. Una parte del voltaggio generato infatti, viene perso nel condurre le reazioni chimiche che trasportano gli elettroni a o dall'elettrodo, ed è quindi evidente che una maggiore reattività e cinetica degli elettrodi conduce a una minore dispersione di potenziale. Il comportamento delle perdite di attivazione, e quindi la perdita di voltaggio di cella, è stato elaborato da Tafel [12] sulla base di osservazioni sperimentali successivamente convalidate da fondamenti teorici. La perdita di attivazione è funzione della densità di corrente nel modo rappresentato dalla seguente equazione:

$$V_{att} = A \ln \frac{i}{i_0} \quad (1.9)$$

dove  $A$  e  $i_0$  sono due costanti che dipendono dagli aspetti specifici di ogni tipo di cella.

$A$  è detta pendenza di Tafel ed è definita dall'equazione:

$$A = \frac{RT}{nF\alpha} \quad (1.10)$$

dove  $\alpha$  è il coefficiente di trasferimento di carica. Il valore di  $\alpha$  dipende dalla reazione coinvolta e dal tipo di materiale di cui sono costituiti gli elettrodi, ma generalmente è compreso nel range 0-10. In particolare per l'anodo di una fuel cell,  $\alpha$  è circa pari a 0,5 per una grande varietà di materiali di cui può essere costituito, mentre per il catodo il valore del coefficiente di trasferimento di carica presenta una maggiore variazione, ma nella maggior parte dei casi è compreso tra 0,1 e 0,5.

La grandezza della pendenza di Tafel, parametro da cui dipende l'entità delle perdite di attivazione, è connessa con la velocità della reazione elettrochimica. In particolare, se la velocità di reazione diminuisce il valore di  $A$  aumenta, e di conseguenza aumentano le perdite di attivazione. Per ridurre le perdite è pertanto necessario ridurre il valore della pendenza di Tafel, aumentando il valore del coefficiente di trasferimento di carica e quindi la velocità di reazione.

Un altro parametro da cui dipende la perdita di attivazione è la densità di corrente di scambio  $i_0$ , che rappresenta il valore di densità di corrente che si ha quando  $i$  è uguale a zero. Nel caso di densità di corrente nulla infatti, le reazioni elettrochimiche si trovano nella condizione di equilibrio e un flusso di elettroni attraversa di continuo l'elettrolita. Questo flusso di elettroni corrisponde a una densità di corrente che è proprio  $i_0$ , e può essere considerato come il valore di densità di corrente al quale la caduta di voltaggio, dovuta alla polarizzazione di attivazione, inizia ad aver luogo. L'equazione di Tafel infatti, è vera solo se  $i$  è maggiore di  $i_0$ .  $V_{att}$  inoltre, diminuisce se  $i_0$  aumenta e, al fine di migliorare il rendimento degli elettrodi, è importante che il valore della densità di corrente di scambio sia il più alto possibile.

Nel caso di fuel cell alimentata a idrogeno, la perdita di attivazione all'anodo è trascurabile rispetto a quella che si ha al catodo. Per gli altri tipi di celle, come ad esempio quella a metanolo diretto, ciò non si verifica, e  $V_{att}$  è data dalla somma delle perdite di attivazione che si hanno rispettivamente all'anodo e al catodo.

La perdita di attivazione è molto più significativa per le celle a bassa temperatura che per quelle ad alta temperatura (Figura 1.13, 1.14). Per ridurre l'entità di questo tipo di perdita si può agire nei seguenti modi:

- aumentare la temperatura di cella;
- aumentare la quantità di metalli catalizzatori agli elettrodi;
- aumentare la rugosità degli elettrodi;
- aumentare la concentrazione dei reagenti;
- aumentare il valore della pressione di funzionamento.

### **1.6.1.2 Perdite per “fuel crossover” e/o “internal currents”**

Il fenomeno del “fuel crossover” e/o “internal currents” determina una perdita di voltaggio di piccola entità, pari a pochi  $mV$ , in modo particolare nelle celle ad alta temperatura. Tuttavia per le celle a bassa temperatura, e in condizione di corrente erogata nulla, questo tipo di irreversibilità causa una considerevole caduta di voltaggio. Durante il funzionamento di una fuel cell, si verifica che una piccola quantità di  $H_2$  diffonde dall'anodo al catodo attraverso l'elettrolita. Al catodo, a causa della presenza del catalizzatore, l'idrogeno reagisce con l'ossigeno producendo acqua, e non generando così corrente elettrica dalla cella. Questa piccola quantità di combustibile che migra attraverso l'elettrolita non prendendo parte alla reazione anodica, è nota come “fuel crossover”. Dalla reazione tra idrogeno e ossigeno al catodo, si liberano due moli elettroni per ogni mole di  $H_2$  che reagisce, i quali vanno dal catodo all'anodo attraverso l'elettrolita, internamente alla cella, piuttosto che attraverso il circuito esterno. Questa modesta quantità di corrente costituisce una perdita di corrente elettrica utile e viene detta “internal currents” ed è indicata con  $i_n$ , ovvero la densità di corrente interna. I due fenomeni “fuel crossover” e “internal currents” sono equivalenti e si tiene conto del loro effetto sul voltaggio di cella tramite il termine  $i_n$ . Le “internal currents” inoltre, generano, per effetto Joule, una piccola quantità di calore che è poi rimossa insieme al calore generato durante il funzionamento della cella, al fine di mantenere costante la temperatura di esercizio della fuel cell.

### **1.6.1.3 Perdite per resistenza ohmica**

Le perdite ohmiche,  $V_{ohm}$ , sono causate dalla resistenza al flusso di ioni nell'elettrolita e dalla resistenza al flusso di elettroni agli elettrodi e alle interconnessioni.

La perdita che ha maggiore entità è quella che si verifica nell'elettrolita, e può essere ridotta incrementando la conduttività ionica dell'elettrolita e riducendo la distanza fra gli elettrodi. Poiché sia gli elettroliti che gli elettrodi obbediscono alla legge di Ohm, la polarizzazione ohmica è espressa dall'equazione (1.11) e la caduta di voltaggio è proporzionale alla corrente:

$$V_{ohm} = i R \quad (1.11)$$

dove  $i$  è la corrente che fluisce attraverso la cella,  $R$  è la resistenza totale data dalla somma della resistenza elettronica, ionica e di contatto:

$$R = R_{elettronica} + R_{ionica} + R_{contatto} \quad (1.12)$$

Un parametro chiave per la valutazione delle prestazioni delle fuel cells è la Resistenza Specifica, ASR (Area Specific Resistance), espressa in  $\Omega/\text{cm}^2$ . Essa dipende dalla configurazione della cella, dalla scelta dei materiali e dalla temperatura di funzionamento. La determinazione della Resistenza Specifica ha un peso determinante per la valutazione dell'efficienza soprattutto per le celle ad alta temperatura, per le quali spesso le perdite ohmiche hanno una forte incidenza sulla polarizzazione complessiva di cella. Alcuni modi per ridurre l'entità della caduta di voltaggio a causa della resistenza ohmica sono i seguenti:

- uso di elettrodi con la più alta conduttività possibile
- buon disegno di cella e uso di appropriati materiali per i piatti bipolari e per le interconnessioni
- ridurre il più possibile lo spessore dello strato di elettrolita, evitando però l'insorgere di un cortocircuito.

#### **1.6.1.4 Perdite di concentrazione**

Le perdite di concentrazione,  $V_{conc}$ , si manifestano per elevati valori della densità di corrente. Esse sono causate dall'incapacità dei reagenti di diffondere all'interno dell'elettrolita e/o dall'incapacità dei prodotti di lasciar spazio a nuovi reagenti con una velocità tale da garantire un determinato livello di corrente. Ciò determina la formazione di gradienti di concentrazione che causano una caduta di tensione [12].

Durante il funzionamento della fuel cell, man mano che l'idrogeno e l'ossigeno reagiscono agli elettrodi, si verifica una lieve riduzione della loro concentrazione e anche della loro pressione parziale. I reagenti devono pertanto essere forniti a una velocità tale da garantire una data concentrazione e quindi un determinato livello di corrente generato.

La perdita di concentrazione è particolarmente rilevante soprattutto nei casi in cui l'idrogeno è fornito da un reformer esterno, dal momento che il reformer potrebbe avere difficoltà ad aumentare la velocità di alimentazione dell' $H_2$  in modo tale da rispondere rapidamente alla richiesta di combustibile della cella. Un altro caso in cui questo tipo di perdita è abbastanza significativo è quello in cui l'aria di alimentazione non è fatta ben circolare all'interno della cella. La caduta di tensione dovuta ai fenomeni di concentrazione è espressa dall'equazione:

$$V_{conc} = -B \ln \left( 1 - \frac{i}{i_L} \right) \quad (1.13)$$

dove  $B$  è una costante che dipende dalla fuel cell e dalle sue condizioni di funzionamento ed è data da:

$$B = \frac{RT}{nF} \quad (1.14)$$

$i_L$  è una misura della massima velocità alla quale i reagenti possono essere forniti agli elettrodi, è detta densità di corrente limite ed è data da:

$$i_L = \frac{nFDC_B}{\delta} \quad (1.15)$$

in cui  $C$  è il coefficiente di diffusione delle specie reagenti,  $C_B$  è la concentrazione delle specie reagenti nel bulk, ovvero nella massa dell'elettrolita, e  $\delta$  è lo spessore dello strato di diffusione. La densità di corrente  $i$  tende al valore limite  $i_L$  quando la concentrazione sulla superficie dell'elettrodo tende a zero, ovvero l'elettrodo è governato solo da fenomeni di diffusione. La densità di corrente non può essere aumentata al di sopra del valore limite poiché il combustibile gassoso non può essere fornito a una velocità più elevata. Inoltre, se  $i$  raggiunge il valore limite a un elettrodo, il voltaggio scende rapidamente a zero a prescindere dal valore di densità di corrente limite che si ha all'altro elettrodo.

#### **1.6.1.5 Polarizzazione totale**

Per una data cella, che opera a determinate condizioni di funzionamento, la polarizzazione totale deriva dall'effetto combinato di tutte le perdite. La polarizzazione totale,  $\Delta V_{pol}$ , è data dalla equazione (9):

$$\Delta V_{pol} = V_{att} + V_{ohm} + V_{conc} \quad (1.16)$$

dove  $V_{att}$  e  $V_{conc}$  sono date dalla somma delle relative perdite a entrambi gli elettrodi.



Sostituendo le espressioni corrispondenti a ogni tipologia di perdita, includendo anche la densità di corrente interna, si ha:

$$\Delta V_{pol} = A \ln \left( \frac{i + i_n}{i_0} \right) + (i + i_n)R - B \ln \left( 1 - \frac{i + i_n}{i_L} \right) \quad (1.17)$$

La potenza persa durante il funzionamento della fuel cell a causa delle irreversibilità dovute alle polarizzazioni di cella è data da:

$$P_{lost} = \Delta V_{pol} \cdot i \cdot A_{cell} \cdot N \quad (1.18)$$

dove  $A_{cell}$  è l'area attiva di cella e  $N$  è il numero di celle che costituiscono lo stack.

### 1.6.2 DETERMINAZIONE DEL VOLTAGGIO REALE DI CELLA

Il voltaggio reale di cella, rappresentato dalle curve di polarizzazione (Figure 1.12, 1.13, 1.14), si ottiene sottraendo al valore ideale di tensione  $E_{rev}$ , la somma di tutte le irreversibilità che si verificano durante il funzionamento reale di una fuel cell:

$$\text{VOLTAGGIO REALE (V)} = \text{VOLTAGGIO IDEALE (E)} - \text{PERDITE}$$

e quindi:

$$V = E_{rev} - A \ln \left( \frac{i + i_n}{i_0} \right) - (i + i_n)R + B \ln \left( 1 - \frac{i + i_n}{i_L} \right) \quad (1.19)$$

che è valida solo se  $i_0 < i + i_n < i_L$ .

L'equazione (1.19) inoltre, rende evidente che il flusso di corrente causa una diminuzione del voltaggio di cella a causa delle perdite agli elettrodi e delle polarizzazioni ohmiche. Per migliorare le prestazioni della cella a combustibile è necessario quindi minimizzare le polarizzazioni in modo da far tendere  $V$  a  $E_{rev}$ . Questo obiettivo può essere raggiunto intervenendo su vari fattori come ad esempio la configurazione della cella (vale a dire miglioramento della struttura degli elettrodi, maggiore conduttività dell'elettrolita, ecc.), i parametri operativi (pressione del gas più alta, temperatura più alta, variazione nella composizione dei gas per diminuire la concentrazione delle impurità presenti, ecc.) cercando comunque di mantenere un giusto equilibrio tra due opposte tendenze: l'esigenza di realizzare migliori prestazioni, e i problemi di stabilità e durata della cella connessi a un funzionamento in condizioni più severe, ovvero temperature e pressioni maggiori.

La potenza elettrica prodotta dallo stack può essere espressa in funzione del voltaggio di cella, ed è data da:

$$P_e = V \cdot i \cdot A_{cell} \cdot N \quad (1.20)$$

## **1.7 EFFETTO DELLA VARIAZIONE DI TEMPERATURA E PRESSIONE SULLA TENSIONE DELLA CELLA**

L'andamento della tensione di una cella a combustibile è influenzato dai parametri di funzionamento della stessa quali temperatura, pressione, densità di corrente, utilizzazione dei reagenti, nonché da altri fattori come la composizione dei gas e l'eventuale presenza di impurezze, che alterano le polarizzazioni e quindi il potenziale di cella.

La relazione che esprime la variazione del potenziale reversibile in funzione della temperatura è data dall'equazione:

$$\left( \frac{\partial E_{rev}}{\partial T} \right)_p = \frac{\Delta S}{nF} \quad (1.21)$$

poiché in una reazione in cui reagiscono  $H_2$  e  $O_2$  la variazione di entropia è negativa, dall'equazione (14) si deduce che la curva  $E_{rev} = f(T)$  ha una pendenza negativa, e quindi  $E$  diminuisce all'aumentare della temperatura (Figura 1.15). Precisamente, se l'acqua prodotta si trova allo stato liquido, l'entità di questa diminuzione è di  $0,84 \text{ mV}/^\circ\text{C}$  [12].

Nel funzionamento reale di una fuel cell, un aumento della temperatura produce degli effetti positivi, quali:

- riduzione della polarizzazione ohmica dovuta all'aumento della conducibilità ionica nell'elettrolita;
- riduzione della polarizzazione di attivazione dovuta al miglioramento della cinetica degli elettrodi;
- riduzione della polarizzazione di concentrazione in quanto l'aumento di  $T$  migliora i fenomeni di trasporto;
- miglioramento della tolleranza alle impurezze presenti nel gas di alimentazione;
- il recupero energetico del calore prodotto dalla cella è più efficiente.

Si può pertanto notare che, se da un lato all'aumentare di  $T$  si ha un decremento del potenziale reversibile di cella, dall'altro, un aumento della temperatura determina una riduzione delle perdite per irreversibilità, migliorando così il voltaggio in output. L'effetto combinato di queste due opposte tendenze sfocia in un aumento relativo dell'efficienza, all'aumentare della temperatura, secondo un andamento che varia in base al tipo di cella.

Nella Figura 1.15 è riportato sia l'andamento del voltaggio reale in funzione della temperatura per ogni tipologia di fuel cell che quello del potenziale reversibile. Si può notare che il voltaggio reale nel caso delle PAFC, AFC, MCFC, presenta un andamento strettamente crescente con la temperatura, mentre per le PEFC esso ha un andamento

parabolico, con il raggiungimento di un valore massimo, dovuto a difficoltà di gestione dell'acqua ad elevate temperature. Invece, per le SOFC, la temperatura è fissata a 1.000 °C, ciò perché una diminuzione di T comporta un rapido aumento della resistenza ohmica dell'elettrolita solido, mentre un aumento della temperatura causa problemi ai materiali.

Sempre da Figura 1.15 si vede inoltre che per i vari tipi di fuel cells, i valori del voltaggio reale stanno sensibilmente al di sotto dei valori del potenziale reversibile.

Per quanto riguarda il valore della temperatura massima di esercizio, essa è determinata di volta in volta in funzione della stabilità dei materiali impiegati. Il valore della temperatura di esercizio è limitato infatti dall'accelerazione di alcuni fenomeni dannosi per la cella che insorgono per elevati valori di T, ovvero:

- fenomeni di corrosione;
- perdite di elettrolita per evaporazione (se liquido);
- problemi di sinterizzazione e cristallizzazione dei catalizzatori.

Generalmente ciò che determina il valore della temperatura di funzionamento è soprattutto il tipo di elettrolita impiegato che, come già anticipato, condiziona fortemente tutte le caratteristiche operative di una cella.

La variazione del potenziale reversibile di cella in funzione della pressione è data dall'equazione (15):

$$\left( \frac{\partial E_{rev}}{\partial P} \right)_T = - \frac{\Delta V}{nF} \quad (1.22)$$

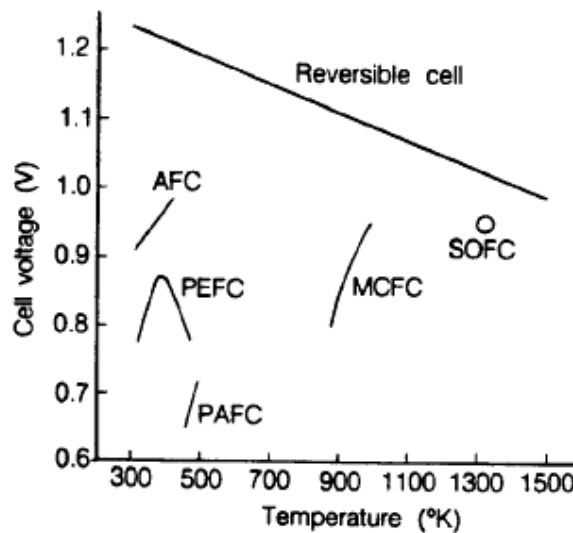


Figura 1.15: Tensione ideale e reale per le varie tecnologie di fuel cell [12]

dato che, per una reazione in cui reagiscono  $H_2$  e  $O_2$  la variazione di volume è negativa, dall'equazione (15) si deduce che la curva  $E_{rev} = f(P)$  ha una pendenza positiva e quindi il potenziale ideale aumenta all'aumentare della pressione. In particolare, assumendo che la pressione sia uguale su entrambi gli elettrodi, il potenziale aumenta con la radice quadrata della pressione. La variazione di voltaggio causata da una variazione della pressione del sistema da  $P_1$  a  $P_2$  è data da:

$$\Delta E_{rev} = \frac{RT}{4F} \ln \left( \frac{P_2}{P_1} \right) \quad (1.23)$$

che corrisponde a un aumento di tensione se la pressione aumenta.

Nel funzionamento reale di una cella a combustibile, la pressione ha una notevole influenza sull'efficienza di una cella. Un suo incremento determina infatti, un corrispondente aumento del rendimento dovuto a:

- più elevate pressioni parziali dei gas reagenti;
- maggiore solubilità dei gas reagenti;
- maggiore velocità di trasferimento di massa;
- minori perdite di elettrolita per evaporazione.

Tuttavia, ai benefici derivanti da un innalzamento della pressione, sono contrapposti problemi legati a una maggiore sollecitazione e una maggiore corrosività dei materiali, all'esigenza di minimizzare le pressioni differenziali per evitare la fuga dei gas reagenti attraverso l'elettrolita e le tenute, e a una maggiore tendenza alla formazione di metano nel gas combustibile e alla deposizione del carbonio. Il funzionamento pressurizzato della cella determina inoltre, un aumento della potenza parassitica assorbita da pompe e compressori.

Pressurizzare il sistema comporta pertanto una spesa aggiuntiva che incide notevolmente sul costo delle celle.

## **1.8 REGOLAZIONE DEL PUNTO DI FUNZIONAMENTO DI UNA FUEL CELL**

L'efficienza delle celle a combustibile è influenzata da vari parametri operativi e da altri fattori che, come si è visto nei paragrafi precedenti, condizionano il voltaggio reale di cella e l'entità delle perdite.

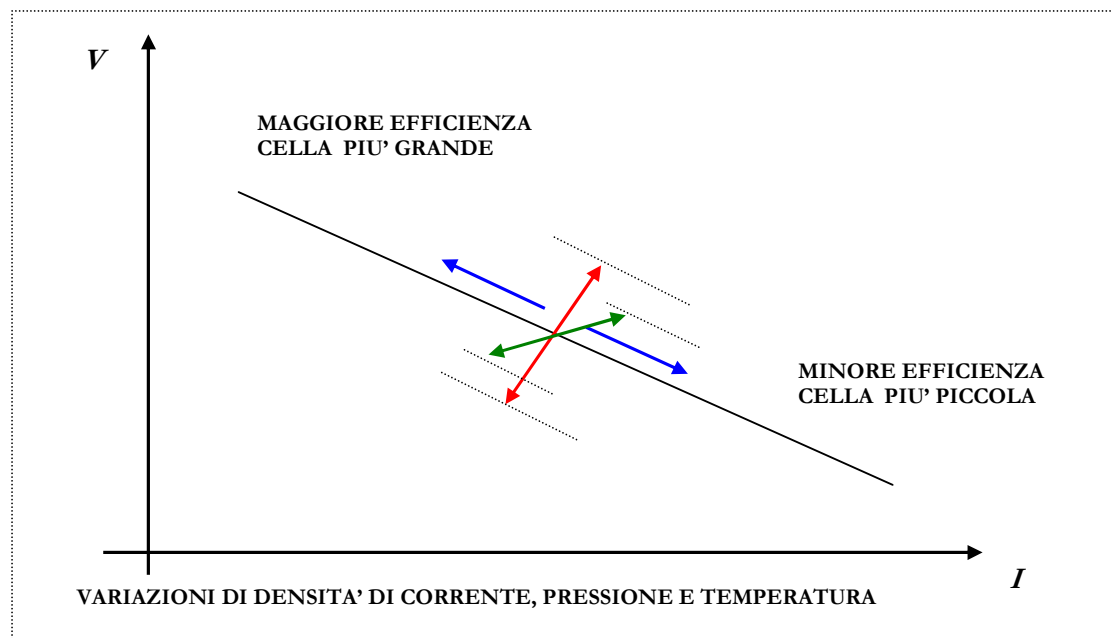
In Figura 1.16 è riportato l'andamento del voltaggio di cella in funzione della densità di corrente. Ogni punto appartenente alla curva rappresenta un probabile punto di funzionamento della cella, che può essere variato cambiando il valore dei parametri di funzionamento della stessa. In particolare, sempre nella Figura 1.16, sono evidenziate le

variazioni di voltaggio che si ottengono cambiando il valore della densità di corrente, della pressione e della temperatura.

Ad esempio, se si sceglie un punto di funzionamento caratterizzato da un elevato valore di densità di corrente (la variazione della densità di corrente è rappresentata in figura dalle frecce di colore blu), la cella può avere taglia minore, e ciò comporta un risparmio in termini di costo capitale dello stack. Al tempo stesso, a valori più elevati di densità di corrente corrisponde un più basso voltaggio (Figura 1.16), e quindi un'efficienza minore che determina costi operativi più alti. Al diminuire della densità di corrente invece, si ha una cella di taglia maggiore (quindi costo capitale maggiore) e un'efficienza maggiore.

Generalmente, un punto di funzionamento caratterizzato da alti valori della corrente può essere appropriato per le applicazioni veicolari dove sono richiesti compattezza, basso peso e ingombro. Per le applicazioni stazionarie invece, è più adeguato un funzionamento a basse densità di corrente ma più alto voltaggio, e quindi maggiore efficienza e costi operativi più bassi [12].

In Figura 1.16 la freccia di colore verde indica la variazione della temperatura. In particolare, per un aumento di temperatura il voltaggio aumenta poiché diminuiscono le perdite di polarizzazione.



*Figura 1.16: Flessibilità nella scelta del punto di funzionamento della fuel cell in funzione dei parametri di cella*

Il punto di funzionamento deve essere scelto a seconda del tipo di applicazione e delle esigenze del sistema a fuel cells. Variare le condizioni operative può, ad esempio, abbassare il costo della cella ma contemporaneamente incrementare il costo del sistema circostante. Ciò rende evidente la necessità di effettuare delle scelte che realizzino dei compromessi, in genere fra tendenze contrapposte, volte a soddisfare le esigenze di una specifica applicazione. Queste esigenze riguardano per esempio il livello di potenza in output, il voltaggio, il peso e ingombro del sistema, la necessità di ottenere il più basso costo del sistema e al tempo stesso buone prestazioni e una durata della cella accettabile.

La scelta del punto di funzionamento deve essere effettuata inoltre considerando l'interazione dello stack col sistema in cui è inserito. Infatti se ad esempio si incrementa la pressione di funzionamento (la cui variazione è rappresentata in Figura 1.16 da una freccia rossa), si ha un aumento del voltaggio e quindi delle prestazioni e una conseguente diminuzione del costo operativo dello stack, ma insorgono contemporaneamente dei costi aggiuntivi dovuti al mantenimento di un ambiente pressurizzato, e quindi una potenza parassitica più alta (per comprimere i reagenti), tubazioni e recipienti che dovranno resistere a più alte pressioni. In Figura 1.17 si ha l'andamento sia del voltaggio di cella che della densità di potenza in funzione della densità di corrente.

Potrebbe sembrare ragionevole progettare la cella perché funzioni alla massima densità di potenza che si raggiunge per un elevato valore della densità di corrente.

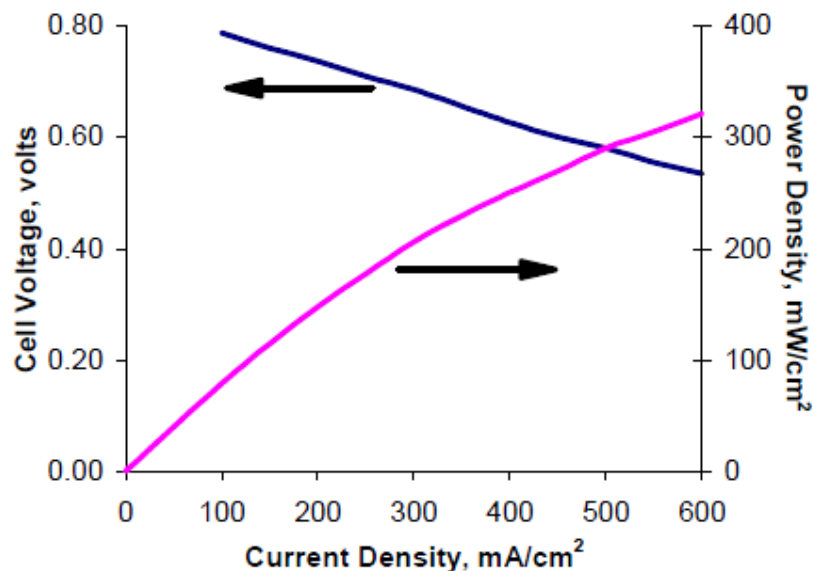


Figura 1.17: Relazione fra il voltaggio e la potenza

Tuttavia, un funzionamento a densità di potenza più alta corrisponde a un voltaggio di cella più basso e quindi a un'efficienza minore. Regolare inoltre, il funzionamento al picco della densità di potenza può causare instabilità poiché il sistema avrà una tendenza a oscillare intorno al picco tra densità di corrente più alta e più bassa. Pertanto è pratica usuale far funzionare la cella per un punto di funzionamento collocato a sinistra del picco di potenza che ha più bassa densità di corrente ma più alto voltaggio rispetto a quest'ultimo.

Generalmente la cella si fa funzionare a un punto che realizza un compromesso tra basso costo operativo (alta efficienza di cella che si ha per un alto voltaggio e una bassa densità di corrente) e basso costo capitale (area minore di cella che si ha per un basso voltaggio e alta densità di corrente).

### **1.9 RENDIMENTO ELETTRICO DELLA FUEL CELL**

Il rendimento termico di un generico dispositivo che converte l'energia di un combustibile è definito dal rapporto tra l'energia utile prodotta e la variazione di entalpia della reazione di combustione:

$$\eta = \frac{\text{energia utile}}{\Delta H} \quad (1.24)$$

In un motore termico convenzionale, l'energia chimica di un combustibile è convertita in energia termica tramite una combustione, successivamente l'energia termica è convertita in energia meccanica e poi in energia elettrica. Il rendimento di un motore termico è limitato superiormente dal rendimento di Carnot.

Le fuel cells convertono direttamente l'energia chimica in energia elettrica e non sono soggette al limite di Carnot. E' possibile tuttavia stabilire un valore limite superiore al rendimento di una cella a combustibile, che rappresenta il massimo valore di rendimento raggiungibile, e che è dato dal *rendimento termodinamico*  $\eta_t$ . Nel caso ideale di un dispositivo che realizza la conversione diretta dell'energia di un combustibile, come una fuel cell, l'energia utile disponibile è data dalla variazione dell'energia libera di Gibbs della reazione alla temperatura di funzionamento della cella, e rappresenta il massimo lavoro elettrico ottenibile dalla reazione. La variazione di entalpia della reazione globale di cella è l'energia termica totale disponibile, pertanto il rendimento ideale (o termodinamico) di una fuel cell che opera reversibilmente è dato da:

$$\eta_t = \frac{\Delta G}{\Delta H} \quad (1.25)$$

Il valore di tale rapporto è determinato dalla natura delle reazioni che avvengono nella cella, e dalla temperatura e pressione di funzionamento. Se la cella opera reversibilmente, con idrogeno e ossigeno puri, in condizioni standard e se l'acqua prodotta è considerata allo stato liquido, si ha che  $\Delta H=285,8 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$  e  $\Delta G=237,1 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$ , pertanto  $\eta_t$  è dato da:

$$\eta_t = \frac{237,1}{285,8} = 0,83 \quad (1.26)$$

L'equazione (1.26) fornisce il massimo valore possibile del rendimento di una fuel cell che lavora nelle condizioni di riferimento summenzionate.

Il comportamento reale di una fuel cell è influenzato dalla presenza delle irreversibilità. Si è visto che la differenza di potenziale tra gli elettrodi è massima quando non si ha passaggio di corrente nel circuito esterno. Quando la cella inizia a erogare corrente il valore del voltaggio  $V$  si allontana dal valore ideale  $E_{rev}$  a causa dell'insorgere dei fenomeni di polarizzazione. Di conseguenza si ha una diminuzione dell'energia elettrica prodotta, rispetto a quella teorica, con un corrispondente aumento del calore prodotto. Pertanto si può definire un rendimento, detto *rendimento di tensione*  $\eta_v$ , espresso in termini di rapporto fra la tensione sotto carico  $V$  (vale a dire il voltaggio effettivamente prodotto), e la tensione teorica  $E_{rev}$  ovvero:

$$\eta_v = \frac{V}{E_{rev}} \quad (1.27)$$

La differenza tra i valori di  $E_{rev}$  e  $V$  è data dalle perdite di polarizzazione che si hanno nella cella durante la produzione di corrente elettrica.

Al contrario di ciò che accade nei motori termici, dove il combustibile è completamente convertito, nelle fuel cells al massimo solo il 95% del combustibile reagisce nella cella. Nel definire il rendimento di una cella, bisogna pertanto tenere conto di questo aspetto includendo nell'espressione del rendimento l'utilizzazione del combustibile  $U_f$ .

In definitiva l'espressione del *rendimento elettrico*  $\eta_e$  di una fuel cell è data da:

$$\eta_e = \eta_t \cdot \frac{V}{E_{rev}} \cdot U_f \quad (1.28)$$



Il rendimento di un sistema di generazione di energia elettrica a celle a combustibile è anche definito come:

$$\eta_e = \frac{P_e}{\dot{m}_f \cdot LHV_f} \quad (1.29)$$

In termini numerici, per quanto riguarda i valori di  $\eta_e$  rilevati dalle sperimentazioni sui sistemi a fuel cells, sono stati verificati [11] rendimenti dell'ordine del 50 ÷ 55% per i migliori impianti di generazione a fuel cells. Questi valori sono assolutamente competitivi con le migliori tecnologie di generazione di potenza oggi presenti sul mercato (cicli combinati gas-vapore).

E' infine utile fare una precisazione. Le celle a combustibile producono energia elettrica in corrente continua che, per la maggior parte delle applicazioni, deve essere convertita in energia elettrica in corrente alternata. Ciò avviene attraverso dei dispositivi a inverter in un power conditioner, nel quale la forma d'onda è ottimizzata con neutralizzazione delle armoniche indesiderate. Si tiene conto delle perdite associate alla conversione da corrente elettrica continua a corrente elettrica alternata, moltiplicando l'espressione del rendimento definita dalle equazioni (1.28) e (1.29) per  $\eta_{DC/AC}$ :

$$\eta_{e,AC} = \eta_e \cdot \eta_{DC/AC} \quad (1.30)$$

dove il valore di  $\eta_{DC/AC}$  può raggiungere il 97-98%. Tuttavia nel caso di impianti di potenza medio-piccola (dalla decina al centinaio di kW<sub>e</sub>), il rendimento  $\eta_{DC/AC}$  è attualmente prossimo al 93-94% [13].

## CAPITOLO II

### *CLASSIFICAZIONE DELLE FUEL CELL*

#### 2.1 CLASSIFICAZIONE DELLE FUEL CELLS

Il criterio più utilizzato per effettuare una classificazione delle celle a combustibile si basa sul tipo di elettrolita impiegato. Le proprietà dell'elettrolita determinano infatti le principali caratteristiche operative di una fuel cell tra cui la temperatura di funzionamento, le specie chimiche coinvolte nelle reazioni elettrochimiche, la tolleranza a impurità e gas diversi, le applicazioni, ecc. Generalmente le fuel cells sono denominate proprio in funzione del tipo di elettrolita utilizzato (Tabella 2.1).

NOME	ACRONIMO	ELETTROLITA	IONE TRASPORTATO
Celle Alcaline	AFC	Soluzione alcalina di KOH (liquido)	OH <sup>-</sup>
Celle ad Elettrolita Polimerico	PEFC	Membrana polimerica (solido)	H <sup>+</sup>
Celle ad Acido Fosforico	PAFC	Acido fosforico H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (liquido)	H <sup>+</sup>
Celle a Carbonati Fusi	MCFC	Carbonati fusi di K o Na (liquido)	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>
Celle ad Ossidi Solidi	SOFC	Ossido metallico solido	O <sup>2-</sup>

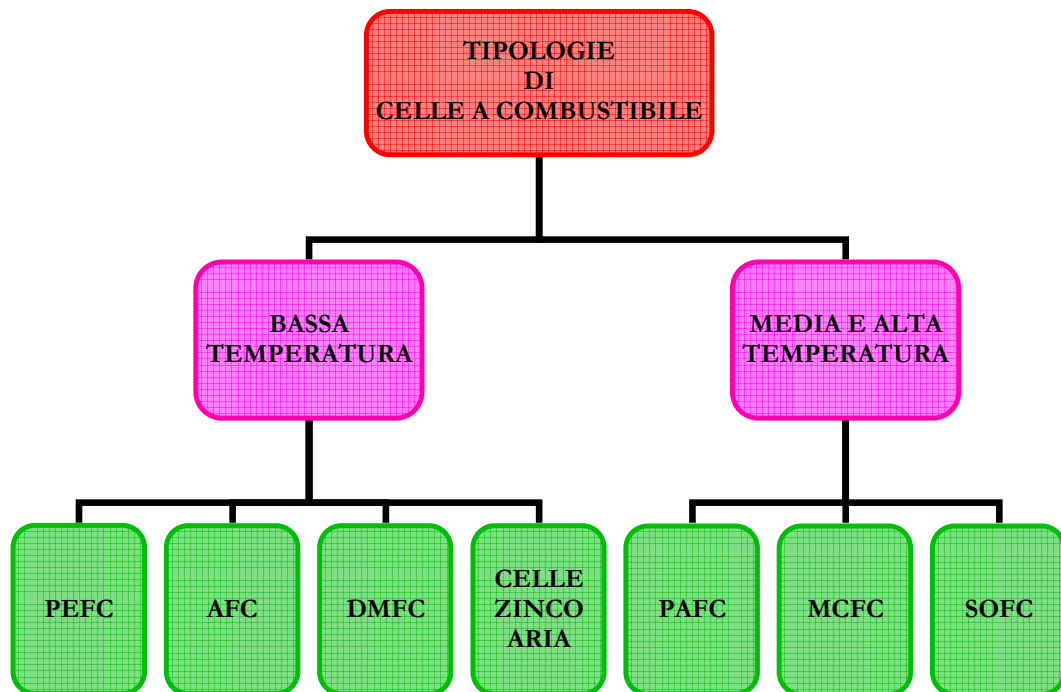
*Tabella 2.1: Classificazione delle celle a combustibile in funzione dell'elettrolita*

In base alla temperatura di funzionamento delle fuel cells può essere fatta un'ulteriore classificazione in celle a bassa temperatura (in genere minore di 200°C) e celle a media e alta temperatura (Figura 2.2). Le celle a bassa temperatura sono: le celle a elettrolita solido polimerico (Proton Exchange Membrane, PEM oppure PEFC), le celle alcaline (Alcaline Fuel Cells, AFC), le celle a metanolo diretto (Direct Methanol Fuel Cells, DMFC) e le celle Zinco – Aria. Le celle a media e alta temperatura sono: le celle ad

acido fosforico (Phosphoric Acid Fuel Cells, PAFC), le celle a carbonati fusi (Molten Carbonate Fuel Cells, MCFC) e le celle a ossidi solidi (Solid Oxid Fuel Cells, SOFC).

Il campo delle temperature di funzionamento di ogni tipologia di cella è riportato in Tabella 2.2.

Le celle a bassa temperatura necessitano per il loro funzionamento di idrogeno puro; ciò implica che questo tipo di celle deve essere accoppiato obbligatoriamente a un sistema di trattamento del combustibile e tale circostanza limita i rendimenti elettrici raggiungibili. Le celle ad alta temperatura invece possono operare anche con un grado di purezza di idrogeno inferiore. Ciò sia perché sostanze come CO e CH<sub>4</sub> possono essere convertite in idrogeno internamente alla cella oppure possono essere direttamente ossidate elettrochimicamente sia perché le celle che operano in un regime di alta temperatura, presentano una maggiore tolleranza alle impurezze e agli altri tipi di gas eventualmente presenti nel flusso di combustibile. Questi aspetti comportano, per le celle ad alta T, la possibilità di raggiungere rendimenti elettrici più elevati.



*Figura2. 2: Classificazione delle fuel cells in funzione della temperatura di funzionamento*

	TEMPERATURA DI FUNZIONAMENTO
PEFC	70÷90 °C
AFC	70÷120 °C
PAFC	160÷220 °C
MCFC	600÷700 °C
SOFC	800÷1.000 °C

*Tabella 2.2: Campo delle temperature di funzionamento delle fuel cells*

I gas eventualmente presenti nel combustibile condizionano fortemente le prestazioni della cella infatti, a seconda del tipo di fuel cell, alcuni costituenti si comportano come combustibili, ma altri possono essere inerti, diluenti o addirittura dei veleni che conducono a una degradazione delle prestazioni (Tabella 2.3).

Per quanto riguarda i campi di applicazione delle fuel cells, è infine opportuno evidenziare che le celle a bassa temperatura hanno maggiore sviluppo nelle applicazioni veicolari e portatili (in sostituzione delle batterie portatili) oltre che nella cogenerazione di piccola taglia, mentre le celle ad alta temperatura sono generalmente impiegate soprattutto nella generazione di potenza stazionaria di grande taglia che comprende anche applicazioni cogenerative nonché applicazioni in cicli integrati con turbine a gas.

COSTITUENTI	PEM	AFC	PAFC	MCFC	SOFC
H <sub>2</sub>	combustibile	combustibile	combustibile	combustibile	combustibile
CH <sub>4</sub>	diluyente	diluyente	diluyente	combustibile*	combustibile*
CO <sub>2</sub>	diluyente	veleno	diluyente	diluyente	diluyente
CO	veleno	veleno	veleno > 0,5%	combustibile	combustibile
S come H <sub>2</sub> S e COS	veleno	veleno	veleno > 50 ppm	veleno	veleno
N <sub>2</sub>	diluyente	diluyente	diluyente	diluyente	diluyente
NH <sub>3</sub>	veleno	inerte	veleno	combustibile	-

\* Combustibile nelle fuel cells con reforming interno, diluyente nelle celle con reforming esterno.

*Tabella 2.3: Impatto dei costituenti contenuti nel combustibile sui differenti tipi di Fuel Cell*

Esistono inoltre delle celle di ultima generazione quali le MCFC di media e bassa temperatura, le DMFC microcelle e di potenza, le MHFC (Metal Hydride FC) FC + Batteria, batterie Zn / Aria (elettrodo FC + elettrodo convenzionale).

## **2.2 TIPOLOGIE DI FUEL CELL**

Nel seguito del presente lavoro di tesi l'attenzione sarà focalizzata soprattutto sulle fuel cells che possono essere impiegate negli impianti per la generazione stazionaria di energia elettrica in assetto cogenerativo e trigenerativo di piccola, media e grossa taglia, e sugli impianti ibridi che integrano le tecnologie delle celle a combustibile (in modo particolare MCFC e SOFC) con cicli termodinamici a gas e/o a vapore. Non saranno trattate invece le celle a metanolo diretto e quelle Zinco-Aria, per le quali lo stato della tecnologia si trova ancora allo stadio di ricerca di laboratorio e per le quali inoltre, i campi di applicazione previsti riguardano prevalentemente gli impieghi nella generazione portatile, nel campo elettronico e nel settore veicolare.

### **2.2.1 CELLE AD ELETTROLITA POLIMERICO (PEFC)**

Le celle a elettrolita polimerico presentano il vantaggio di essere caratterizzate da basso peso e volume in quanto forniscono i valori più elevati di densità di potenza nel campo delle fuel cells. La PEFC si differenzia dalle altre tipologie di celle per la presenza di un elettrolita solido polimerico, ovvero una membrana che ha un'elevata conducibilità protonica ed è isolante rispetto al trasporto di elettroni.

L'elettrolita è quindi costituito da membrane perfluorosolfoniche tipo Nafion che possiedono un'elevata stabilità chimica a lungo termine in ambiente sia riducente che ossidante. La membrana deve lavorare in condizioni di umidificazione affinché possa essere ottimizzata la conduzione protonica, tuttavia un'eccessiva umidificazione non comporta un aumento della conduzione protonica, bensì l'allagamento dell'elettrodo e una resistenza nella diffusione dei gas. La funzione della membrana è quella di fornire il percorso conduttivo e di separare il flusso dei gas reagenti.

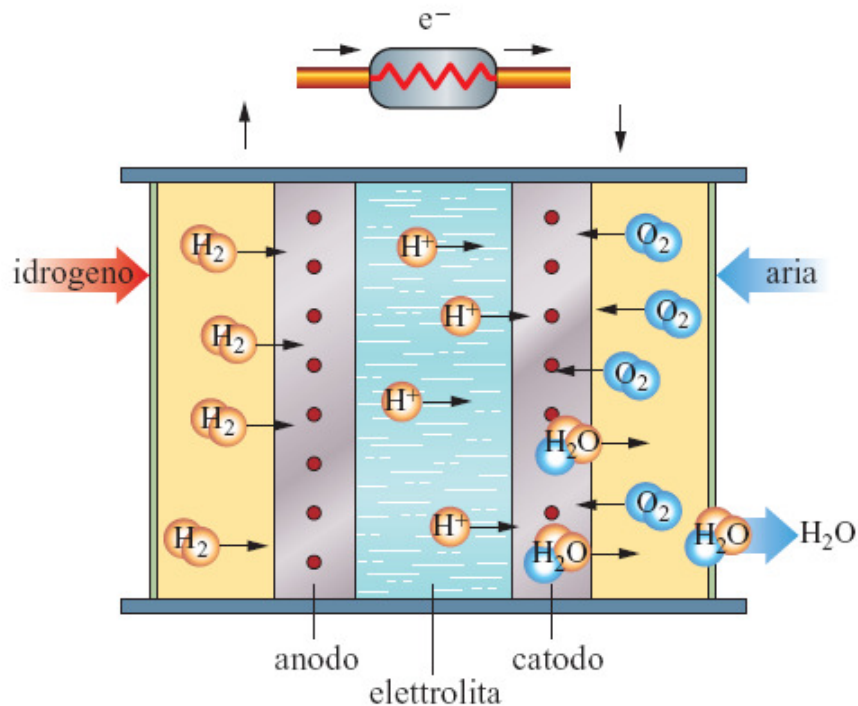
Gli elettrodi sono costituiti da uno strato diffusivo composto da una miscela di carbone e PTFE (politetrafluoroetilene), che ha la funzione di diffondere i reagenti gassosi, e da uno strato catalitico composto da un catalizzatore a base di platino/carbone miscelato con un polimero. Anodo, elettrolita e catodo sono assemblati a costituire il cosiddetto MEA (Membrane Electrode Assembly), che nello stack è disposto tra due piatti bipolari eccetto per la prima e ultima cella per cui il piatto esterno è a contatto con un solo elettrodo [7].

La temperatura di funzionamento delle celle a elettrolita polimerico è minore di 100 °C, di solito compresa nell'intervallo 70 ÷ 90 °C, limitata principalmente dalla presenza della struttura polimerica e dai problemi relativi alla gestione dell'acqua nella membrana.

Il principio di funzionamento di una PEFC è illustrato nella Figura 2.3, mentre le reazioni che avvengono agli elettrodi sono riportate nella Tabella 2.4.

<b>REAZIONE ANODICA</b>	$H_2 \rightarrow 2H^+ + 2e^-$
<b>REAZIONE CATODICA</b>	$\frac{1}{2}O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2O$
L'acqua prodotta è espulsa al catodo con l'eccesso di aria.	

*Tabella 2.4: Reazioni elettrochimiche della PEFC*



*Figura 2.3: Principio di funzionamento di una PEFC*

#### VANTAGGI DELLE PEFC:

- elevata densità di potenza specifica dello stack, allo stato attuale è maggiore di 1,3 kW / kg [7], e elevate densità di corrente raggiungibili (fino a 2 A/cm<sup>2</sup>), ciò consente di realizzare celle leggere e compatte che possono sostenere rapidi start-up a freddo (dell'ordine del minuto) e variazioni di carico veloci;

- relativa semplicità costruttiva;
- nelle celle a elettrolita polimerico l'unico liquido presente è l'acqua, il che riduce i problemi di corrosione che sono invece presenti in altri tipi di celle con elettrolita liquido;
- non essendo presente un elettrolita alcalino, le celle PEFC non richiedono la riduzione del contenuto di CO<sub>2</sub> nell'aria in ingresso.

#### **SVANTAGGI DELLE PEFC:**

- la bassa temperatura di funzionamento (che è connessa alla funzionalità della membrana polimerica) introduce delle difficoltà relative all'uso del calore di scarto nelle applicazioni cogenerative e nei cicli combinati, inoltre determina una più difficile integrazione termica fra il sistema di trattamento del combustibile e lo stack;
- una corretta gestione dell'acqua rappresenta un aspetto importante per questo tipo di celle in quanto deve essere sempre garantito l'equilibrio tra una sufficiente idratazione della membrana, contro la possibilità di allagamento della stessa infatti, una disidratazione della membrana causa un aumento della sua resistività, quindi una diminuzione dell'efficienza del sistema, nonché il danneggiamento irreversibile della membrana;
- scarsa tolleranza alla presenza del CO nel combustibile, il cui contenuto deve essere inferiore a 10 ppm, se l'idrogeno è ricavato da idrocarburi è necessaria la presenza del fuel processing che incide negativamente su taglia, efficienza, complessità e costo del sistema.

Nella Tabella 2.5 sono sintetizzati i vantaggi e i limiti tecnologici principali relativi alla tecnologia PEFC.

Alcuni svantaggi possono essere attenuati diminuendo il valore della densità di corrente e aumentando il carico di catalizzatore, ma entrambi questi provvedimenti introducono un aumento del costo del sistema. Al fine di migliorare la cinetica di reazione, sarebbe necessario incrementare il valore della temperatura di funzionamento della PEFC che, come già anticipato, è limitato dalla presenza della membrana polimerica. Un aumento della temperatura di funzionamento consente pertanto una riduzione della quantità di metallo catalizzatore necessario e una maggiore tolleranza al CO. A tal proposito sono in atto delle ricerche [13] finalizzate allo sviluppo di membrane in grado di lavorare a

temperature più elevate (fino a 200 °C) con vantaggi di maggiore tolleranza al CO, minore bisogno di acqua e produzione di calore di scarto più pregiato per usi cogenerativi.

VANTAGGI PEFC	SVANTAGGI PEFC
Densità di potenza specifica dello stack elevata.	Membrane ed elettrodi costosi, necessità di grandi quantità di platino catalizzatore.
Rapidi start-up a freddo.	Necessità di idratare correttamente la membrana.
Rapidità di risposta alle variazioni di carico.	Scarsa tolleranza alla presenza di CO nel combustibile.
Relativa semplicità costruttiva.	Difficoltà relative all'uso del calore di scarto per le applicazioni cogenerative.
Minori problemi di corrosione rispetto agli altri tipi di cella con elettrolita liquido.	
Maggiore tolleranza alla CO <sub>2</sub> presente nell'aria.	

**Tabella 2.5:** Sintesi dei vantaggi e degli svantaggi principali delle celle a elettrolita polimerico

## CAMPI DI IMPIEGO E PRESTAZIONI

Le celle a elettrolita polimerico trovano largo impiego soprattutto nelle applicazioni veicolari e nella generazione portatile. Per quanto riguarda l'impiego nel settore stazionario, l'accesso delle PEFC è limitato a determinati segmenti di mercato:

- generatori di potenza ausiliaria (APU) per applicazioni isolate;
- sistemi di backup, unità UPS (uninterruptible power supply), che sono sistemi adatti per applicazioni portatili e per la generazione di emergenza. I sistemi UPS utilizzano direttamente idrogeno e sono impiegati nelle applicazioni residenziali e commerciali con taglia compresa tra 1-5 kW. Essi si attivano durante un possibile guasto di alimentazione proteggendo il sistema principale in luoghi come ad esempio banche e centri di calcolo.
- unità microcogenerative (CHP) per usi residenziali e ospedalieri con taglia compresa tra 50-250 kW. I sistemi microcogenerativi impiegano come combustibile soprattutto gas naturale e sono pertanto dotati di una sezione di reforming del combustibile a monte dell'unità elettrochimica. In questi sistemi il calore di scarto del processo elettrochimico (vapor d'acqua a 60-65 °C) è



recuperato per mezzo di una rete di scambiatori ed è impiegato per la produzione di acqua calda sanitaria e per il riscaldamento degli ambienti.

Il rendimento elettrico dei sistemi stazionari PEFC è compreso nell'intervallo 35-40% a seconda della taglia, mentre i rendimenti totali sono prossimi all'80%. La Tabella 2.6 mostra i bilanci energetici di riferimento per un modulo PEFC di piccola taglia (1-10 kW<sub>e</sub>) e alimentato a gas naturale, in linea con i risultati attesi per i primi impianti commerciali. Come si può notare dai dati esposti in Tabella 2.6, il 50% del calore entrante con il combustibile può essere recuperato per cogenerazione.

BILANCIO ENERGETICO PEFC	
Energia elettrica	30%
Calore recuperato	50%
Perdite DC/AC	2,5%
Ausiliari	5%
Calore di scarto e perdite termiche	12,5%
Energia chimica associata al combustibile (PCI) =	100

**Tabella 2.6:** Bilancio energetico per un modulo PEFC di piccola taglia

Il costo di impianto di un sistema stazionario PEFC è attualmente pari a 6.000 € /kW e risulta molto più elevato rispetto a quello delle tecnologie convenzionali. Secondo un recente studio del DOE [14] si prevedono nel breve periodo (2011) una vita utile raddoppiata (da 20.000 a 40.000 ore) e un costo di mercato di 750 € / kW che risulta quindi essere competitivo con i sistemi tradizionali.

Nella Tabella 2.7 sono riportati i parametri economici e ambientali stimati per moduli PEFC cogenerativi a gas naturale. Le previsioni di medio termine sono riferite a un periodo di 5-10 anni, quando si prevede il raggiungimento della produzione di grande serie di impianti commerciali, ovvero 10.000 unità all'anno prodotte. Per i moduli destinati alle applicazioni residenziali l'obiettivo è di proporre unità che richiedano non più di un'ispezione annua. Per quanto invece riguarda la sostituzione delle parti che costituiscono gli impianti, si prevede che lo stack richieda un intervento di sostituzione ogni 4-6 anni,

corrispondenti a una vita utile stimata di 10.000-15.000 ore, mentre la vita utile delle parti ausiliari (incluso il reformer) è stimata intorno ai 15-20 anni.

Per quanto riguarda le emissioni prodotte, come già anticipato, esse dipendono dal tipo di tecnologia impiegata per effettuare il reforming del gas naturale. In particolare le previsioni di medio termine indicano valori di emissioni molto contenuti (Tabella 2.7) che scendono a zero nel caso di alimentazione diretta a idrogeno.

	ATTUALI	PREVISIONE A MEDIO TERMINE
<b>Costo di investimento</b>	6.000 €/kWe	< 1.000 €/kWe
<b>Costo di manutenzione</b>	25-35 €/MWh	< 20 €/MWh
<b>Vita utile</b>	Stack 8.000 h	Stack > 30.000 h
<b>Emissioni</b>	< 10 ppmv CO e NO <sub>x</sub>	< 2 ppmv CO, < 3 ppmv NO <sub>x</sub>

*Tabella 2.7: Parametri economici e ambientali per moduli PEFC cogenerativi a gas naturale*

La società leader nella progettazione e realizzazione di sistemi PEFC è la Ballard Power Systems (Vancouver, Canada), sia per i risultati raggiunti che per i numerosi accordi di collaborazione che ha in corso. La Ballard è stata la prima società a realizzare impianti PEFC per cogenerazione on-site di potenza significativa con l'unità PB2 da 250 kW (Figura 2.4). L'impianto funziona a gas naturale e l'unità è costituita da 7 stacks da 172 celle ciascuno [15]. Le specifiche del PB2 sono riportate nella Tabella 2.8: l'impianto raggiunge un rendimento elettrico pari al 35%, mentre il rendimento totale è pari al 76%. Il PB2 è già stato diffuso in diversi Stati grazie ad accordi di collaborazione stretti con la Alstom France per l'Europa e con la Ebara per il mercato giapponese e la sperimentazione di questi impianti, iniziata nell'ottobre del 1999, per alcuni siti è ancora in atto mentre per altri è cessata nel 2004 [7].

Fra le case costruttrici di sistemi PEFC è opportuno annoverare anche la Nuvera Fuel Cells che, per il mercato della generazione stazionaria, realizza unità CHP a gas naturale di potenza fino a 5 kW (Avanti) e sistemi a idrogeno da 120 kW (Forza), di tipo modulare che possono essere usati come unità base di impianti di alcuni MW di potenza per applicazioni industriali [16].



*Figura 2.4: Impianto Ballard 250 kW*

#### SPECIFICHE IMPIANTO PB2 DA 250 kW

Potenza elettrica netta	212 kWel
Potenza termica	240 kW
Combustibile	Gas naturale
Efficienza elettrica	35%
Efficienza totale	76%
Dimensioni	7,3×2,4×2,7 m
Volume	47 m <sup>3</sup> (223 L/kW)

*Tabella 2.8: Caratteristiche impianto PEFC da 250 kW [15]*

### 2.2.2 CELLE ALCALINE (AFC)

Le celle alcaline impiegano come elettrolita una soluzione acquosa alcalina, generalmente l'idrossido di potassio (KOH), essendo il KOH l'idrossido alcalino con la più alta conduttività. Lo ione condotto è quello ossidrilico ( $\text{OH}^-$ ) che viene prodotto al catodo e consumato all'anodo, secondo le reazioni che avvengono nella zona trifase (elettrodo solido, elettrolita liquido e reagenti gassosi) come mostrato in Tabella 2.9.

La concentrazione di KOH varia a seconda della temperatura di funzionamento, in particolare per temperature minori di 120 °C ha un valore compreso tra 35÷55%, mentre per più alte temperature (circa 260 °C, tipica delle applicazioni spaziali) la concentrazione

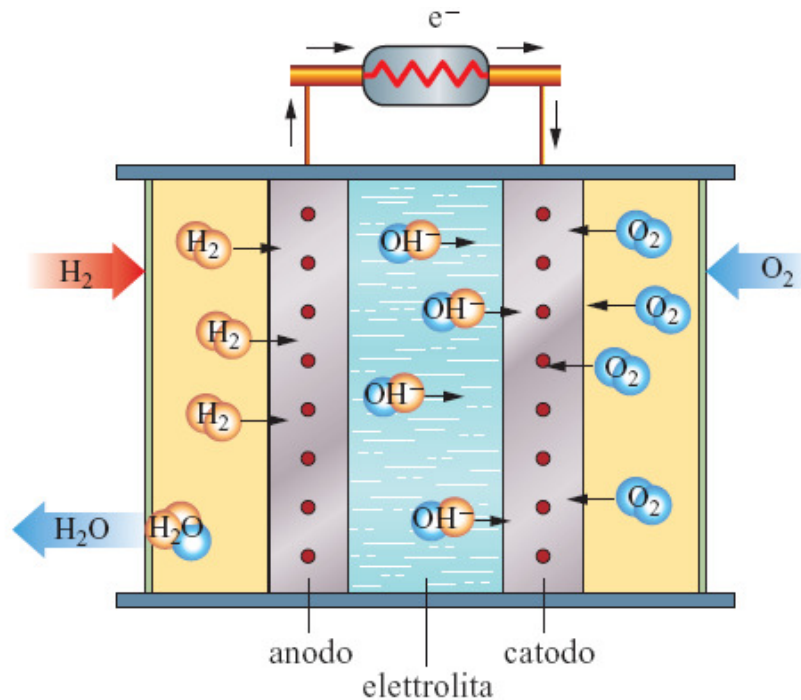
raggiunge l'85%. Generalmente la temperatura di funzionamento è compresa tra 70÷120 °C. Il principio di funzionamento di una cella alcalina è rappresentato nella Figura 2.5.

L'elettrolita può essere contenuto in una matrice di amianto, oppure, come accade nelle applicazioni più recenti, è fatto circolare nella cella attraverso un apposito circuito, questa soluzione introduce notevoli vantaggi nella tecnologia, ma aumenta il valore della potenza parassitica che è necessaria per la circolazione del liquido.

La cella alcalina presenta una cinetica di reazione migliore, dovuta alla maggiore velocità di riduzione dell'ossigeno in un elettrolita alcalino rispetto a un mezzo acido (come ad esempio quello delle PEFC). Ciò comporta la presenza di elettrodi (che sono in genere costituiti da un supporto poroso di carbonio su una mesh di nichel, ed esternamente rivestiti da PTFE) dotati di un minore contenuto di metalli catalizzatori, aspetto che contribuisce a diminuire il costo di produzione della cella.

<b>REAZIONE ANODICA</b>	$H_2 + 2OH^- \rightarrow 2H_2O + 2e^-$
<b>REAZIONE CATODICA</b>	$\frac{1}{2}O_2 + H_2O + 2e^- \rightarrow 2OH^-$
L'acqua è prodotta all'anodo, dove è espulsa insieme all'idrogeno residuo .	

*Tabella 2.9: Reazioni elettrochimiche della AFC*



*Figura 2.5: Principio di funzionamento di una AFC*

**VANTAGGI DELLE CELLE ALCALINE:**

- densità di potenza elevata;
- tempi di vita lunghi (sono state verificate 10.000 – 15.000 ore di funzionamento) dovuta alla buona compatibilità dei materiali di cella ;
- buona cinetica di reazione che implica minori quantità di platino necessario rispetto alle altre celle a bassa temperatura;
- costi non elevati dei componenti che costituiscono la cella;
- se l'elettrolita è circolante, la circolazione dello stesso nella cella consente di asportare il calore generato dalle reazioni esotermiche, fungendo esso stesso da liquido refrigerante, eliminando così la necessità degli scambiatori di calore;
- la cella può essere svuotata dall'elettrolita durante i periodi di inattività, ciò contribuisce ad aumentare la sua vita utile, perché gli elettrodi e i metalli catalizzatori subiscono una degradazione dovuta alla carbonatazione dell'elettrolita se questo è a contatto con gli ossidi di carbonio.

**SVANTAGGI DELLE CELLE ALCALINE:**

Il principale limite della tecnologia alcalina consiste nella eccessiva sensibilità alla presenza di ossidi di carbonio nel combustibile e nell'ossidante. Infatti, l'elettrolita alcalino non respinge la  $\text{CO}_2$  (che è presente nell'aria in una concentrazione di 350 ppm), ma gli ioni  $\text{OH}^-$  reagiscono con essa, determinando la carbonatazione dell'elettrolita che conduce a una rapida degradazione delle prestazioni e successivamente al bloccaggio della cella. Per tale motivo è necessario l'uso di idrogeno estremamente puro (99,99%) e come ossidante l'impiego di ossigeno puro o aria resa priva della  $\text{CO}_2$ , per cui è necessario adottare complicati e costosi sistemi di purificazione, i quali rendono non economico l'uso delle celle alcaline in impianti per la generazione di potenza stazionaria. Inoltre è stato verificato che l'entità dell'intolleranza alla  $\text{CO}_2$  diminuisce nel caso di elettrolita circolante, presentando una situazione meno critica ma comunque significativa [12]. Così come per le celle a elettrolita polimerico, anche per le celle alcaline il monossido di carbonio costituisce un veleno per i metalli catalizzatori. La Tabella 2.10 riporta una sintesi dei fondamentali pregi e limiti tecnologici relativi alla tecnologia delle celle alcaline.

Le AFC hanno raggiunto un buon livello di maturità tecnologica fornendo inoltre eccellenti prestazioni con il raggiungimento di rendimenti elettrici molto elevati che si aggirano intorno al 60-70%. Nonostante ciò, e a causa dei limiti comunque presentati dalla

tecnologia, il campo di impiego delle AFC è stato limitato alle applicazioni militari e spaziali (ad es. missioni NASA Apollo e Shuttle), in quanto gli eccessivi costi connessi alla purificazione dei gas reagenti rendono la cella alcalina scarsamente competitiva, sia rispetto alle altre tipologie di celle che rispetto alle tecnologie tradizionali, negli impieghi di generazione di potenza stazionaria. Inoltre, le AFC non presentano caratteristiche tali da rendere interessante il loro impiego in cogenerazione. Tuttavia i recenti sviluppi nei sistemi di accumulo dell'idrogeno hanno contribuito a rinnovare l'interesse per questa consolidata tecnologia, che si trova allo stadio commerciale, nelle applicazioni di generazione portatile.

VANTAGGI AFC	SVANTAGGI AFC
Buona compatibilità dei materiali di cella, tempi di vita lunghi.	Eccessiva sensibilità alla presenza di ossidi di carbonio nel combustibile e nell'ossidante.
Componenti di cella non eccessivamente costosi.	Devono reagire nella cella solo idrogeno e ossigeno estremamente puri.
Densità di potenza elevata.	Impiego negli impianti per la generazione stazionaria non economico.
Buona cinetica di reazione, minori quantità di platino necessario.	
L'elettrolita può essere usato come liquido refrigerante.	

*Tabella 2.10: Sintesi dei vantaggi e degli svantaggi principali delle celle alcaline*

### 2.2.3 CELLE AD ACIDO FOSFORICO (PAFC)

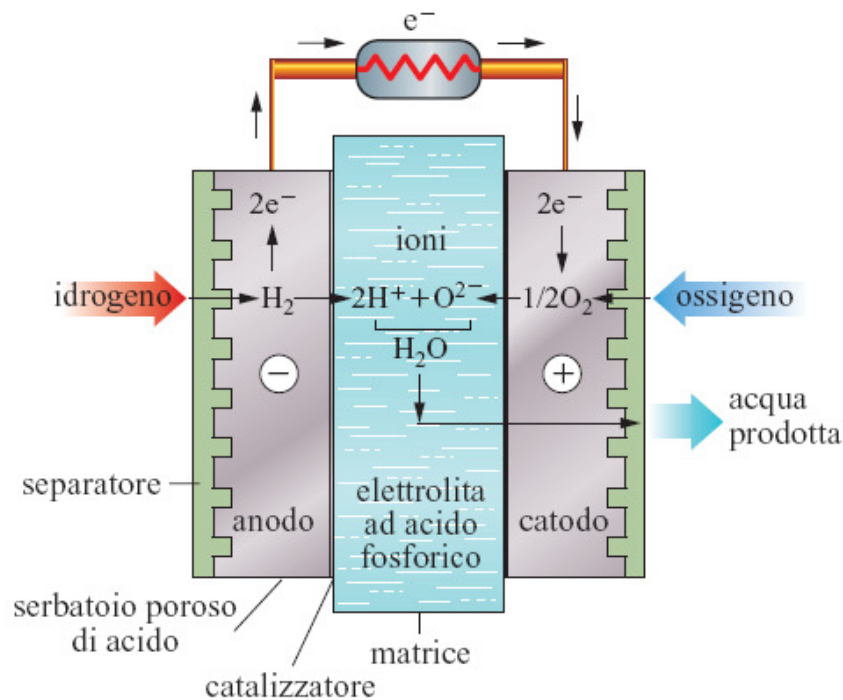
Le celle ad acido fosforico impiegano come elettrolita una soluzione concentrata di acido fosforico ( $H_3PO_4$ ) trattenuta in una matrice di carburi di silicio. Allo stato attuale dell'arte, al fine di incrementare le prestazioni, si utilizza una soluzione pura di acido fosforico con una temperatura di funzionamento compresa nell'intervallo  $160 \div 220$  °C. Lo ione trasportato è  $H^+$  e le reazioni che avvengono sono le medesime delle celle polimeriche (Tabella 2.11). Nella Figura 2.6 è illustrato il principio di funzionamento di una PAFC.

Un tipico stack PAFC è planare ed è costituito da più celle connesse in serie, per mezzo dei piatti bipolari, per ottenere il voltaggio reale richiesto dal carico. Questa configurazione, oltre alla presenza di un ERP (Electrolyte Reservoir Plate) per ovviare alle dispersioni di elettrolita a causa dell'evaporazione dello stesso, consente di ottenere una vita utile di 40.000 ore, permettendo quindi il raggiungimento dell'obiettivo di durata

richiesto per l'ingresso sul mercato. A differenza di ciò che accade per le celle alcaline e per quelle polimeriche, il valore abbastanza elevato della temperatura di funzionamento consente di poter utilizzare gas di alimentazione non estremamente puri, e quindi la cella può essere direttamente alimentata dalle correnti gassose provenienti da processi di reforming di idrocarburi, senza la necessità di stadi di purificazione intermedi.

<b>REAZIONE ANODICA</b>	$H_2 \rightarrow 2H^+ + 2e^-$
<b>REAZIONE CATODICA</b>	$\frac{1}{2}O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2O$
L'acqua è prodotta al catodo ed è espulsa, insieme con l'aria in eccesso, nei gas di scarico del comparto catodico.	

**Tabella 2.11:** Reazioni elettrochimiche della PAFC



**Figura 2.6:** Principio di funzionamento di una PAFC

#### VANTAGGI DELLE PAFC:

- completa tolleranza all'anidride carbonica;
- la temperatura di funzionamento superiore rispetto a quella delle PEFC e AFC determina una maggiore velocità di reazione, quindi minori perdite di polarizzazione e un rendimento più grande; questo valore della temperatura

- costituisce il limite massimo oltre il quale si avrebbe un incremento del livello di corrosione e di perdite di elettrolita per evaporazione;
- il valore della T di funzionamento consente inoltre un efficiente recupero del calore di scarto che può essere usato sia all'interno dell'impianto che per utenze esterne di cogenerazione di piccola taglia. Se lo stack è raffreddato ad acqua si può avere a disposizione calore su due livelli termici: uno con acqua a 160÷180 °C da cui si può ottenere vapore o acqua pressurizzata a 130 °C, un altro livello a 60 °C sufficiente per acqua calda sanitaria [11];
  - la tecnologia è matura e si trova allo stadio commerciale.

#### SVANTAGGI DELLE PAFC:

- l'acido fosforico puro solidifica a una temperatura di 42,4 °C, pertanto è necessario dover mantenere l'elettrolita a una temperatura superiore ai 45 °C, anche durante i periodi di inattività della cella;
- scarsa tolleranza al CO e allo zolfo;
- il funzionamento della cella ad acido fosforico avviene in pressione (ad esempio per un impianto dimostrativo di 11 MW è stato superato il valore di 8 atm per la pressione di funzionamento [12], confermando che ad incrementi di pressione corrisponde una maggiore efficienza). Ciò implica una maggiore complessità di impianto e costi superiori imputabili alla presenza di pompe e compressori;
- a causa della natura altamente corrosiva dell'elettrolita, è necessario l'uso di materiali costosi per lo stack, come ad esempio la grafite per i piatti bipolari.

Vantaggi e svantaggi delle celle ad acido fosforico sono sintetizzati in Tabella 2.12.

VANTAGGI PAFC	SVANTAGGI PAFC
Completa tolleranza all'anidride carbonica.	Necessità di dover mantenere l'elettrolita a una temperatura superiore ai 45 °C, anche durante l'inattività della cella.
Possibilità di impiego in cogenerazione con alta efficienza.	Scarsa tolleranza al CO e allo zolfo.
Elevate velocità di reazione.	Il funzionamento pressurizzato della cella comporta maggiori complessità e costi di impianto.
Tecnologia matura e a livello commerciale.	Natura altamente corrosiva dell'elettrolita, dispersione dell'elettrolita.

**Tabella 2.12:** Sintesi dei vantaggi e degli svantaggi principali delle celle ad acido fosforico



## CAMPI DI IMPIEGO E PRESTAZIONI

In virtù delle proprie caratteristiche, fra cui una buona qualità del calore di scarto, bassi livelli di rumorosità e ridotte emissioni inquinanti, il sistema PAFC è particolarmente idoneo all'impiego in cogenerazione per usi civili, soprattutto per installazioni in aree urbane (cogenerazione on-site), ad esempio per gli edifici commerciali, centri residenziali, alberghi, ospedali, società di telecomunicazioni, ecc. Le PAFC sono inoltre impiegate nella generazione distribuita mentre, a causa di una temperatura di funzionamento non sufficientemente elevata, non trovano applicazione nei cicli combinati. Allo stato attuale dell'arte, le celle ad acido fosforico presentano un buon livello di maturità tecnologica e costituiscono l'unico tipo di fuel cell ad aver raggiunto uno stadio di sviluppo commerciale. Sono stati realizzati sistemi e impianti di diverse caratteristiche, con potenze che vanno da 50 kW fino agli 11 MW. Esistono nel mondo infatti, più di 350 impianti installati di potenza elettrica dell'ordine di 100-200 kW<sub>e</sub>, per un totale di oltre 85 MW<sub>e</sub>, e diversi impianti dimostrativi della taglia dei MW<sub>e</sub>. I rendimenti elettrici ottenibili variano tra il 40% e il 50% a seconda della pressurizzazione e della taglia del sistema. Nella Tab. 14 è riportato il bilancio energetico per moduli PAFC di media taglia (100-300 kW<sub>e</sub>) che possono produrre energia elettrica con il 40% di rendimento elettrico e in più vapore a 140 °C per cogenerazione, con un rendimento totale che può raggiungere l'85%.

La Tabella 2.14 fornisce una sintesi dei parametri economici e ambientali per moduli PAFC cogenerativi a gas naturale. E' importante notare che le emissioni di questo tipo di impianti sono estremamente ridotte, con NO<sub>x</sub> < 0,5 ppmv e SO<sub>x</sub> trascurabili.

BILANCIO ENERGETICO PAFC	
Energia elettrica	40%
Calore recuperato	47%
Perdite DC/AC	2,5%
Ausiliari	3,5%
Perdite termiche	1%
Calore di scarto	6%
Energia chimica associata al combustibile (PCI) = 100	

*Tabella 2.13: Bilancio energetico per un modulo PAFC di media taglia*

	ATTUALI	PREVISIONE A MEDIO TERMINE
<b>Costo di investimento</b>	4.000 €/kWe	1.500 €/kWe
<b>Costo di manutenzione</b>	25-40 €/MWh	15 €/MWh
<b>Vita utile</b>	40.000 h	> 40.000 h
<b>Emissioni</b>	< 2 ppmv CO, < 1 ppmv NO <sub>x</sub>	

*Tabella 2.14: Parametri economici e ambientali per moduli PAFC cogenerativi a gas naturale*

I costi inoltre, risultano essere ancora molto elevati rispetto alle tecnologie convenzionali mentre, per quanto riguarda la vita utile, le celle PAFC hanno raggiunto il limite di 40.000 h confrontabile con quello delle tecnologie tradizionali di generazione di energia elettrica.

L'azienda leader nella produzione e installazione di centrali PAFC è la statunitense UTC Fuel Cells. La tecnologia della UTC è sul mercato dal 1991 con un impianto da 200 kW, il PureCell 200 (Figura 2.7), precedentemente conosciuto come PC25, prodotto e commercializzato dalla UTC Power e distribuito in Europa dalla società italiana Ansaldo [7]. Il PureCell è il sistema attualmente più diffuso nel mondo con oltre 275 impianti installati in 19 paesi negli Stati Uniti, Europa, Asia e Australia per un totale di 45 MW complessivi. La flotta ha accumulato circa otto milioni di ore di esercizio, generando più di 1,3 milioni di MWh e dimostrando buona affidabilità e un ridottissimo impatto ambientale [17]. Le principali caratteristiche dell'impianto PureCell sono riportate in Tabella 2.15.

Il PureCell genera energia elettrica utilizzando come combustibile gas naturale (può essere anche alimentato con biogas) inoltre fornisce energia termica disponibile per riscaldamento e/o condizionamento. La centrale prevede un reformer, a monte dell'unità PAFC, dal quale si ottiene idrogeno tramite reforming e successiva reazione di shift del combustibile, l'unità elettrochimica dal quale è recuperato il calore di processo mediante una rete di scambiatori di calore e un sistema di condizionamento della potenza. Il sistema è completato inoltre da un circuito di raffreddamento ad aria secca, un sistema di controllo e dagli ausiliari [17]. Le unità PureCell sono attualmente installate presso ospedali, scuole, hotel e uffici pubblici.

Altre case costruttrici sono impegnate nella produzione e installazione di impianti a celle PAFC, tra le quali la HydroGen Corporation, la Fuji Electric e la Toshiba.



**Figura 2.7:** PureCell 200 ( precedentemente PC25 ) [17]

#### SPECIFICHE DELL'IMPIANTO PURECELL 200

Potenza elettrica nominale	200 kW/235 kVA con gas naturale
Voltaggio	480/277 V a 60 Hz 400/230 V a 50 Hz
Efficienza elettrica	37-40%
Efficienza totale (PCI)	85% (elettrica + termica)
Energia termica disponibile	260 kW a 60 °C
Modalità di funzionamento	Automatico, non presidiato, indipendente o in parallelo alla rete
Tempo di avviamento a freddo	< 5 ore
Emissioni	CO < 2 ppm, SO <sub>x</sub> trascurabile, NO <sub>x</sub> < 1 ppm
Dimensioni : modulo principale modulo raffreddamento	3,0 m × 2,9 m × 5,4 m 4,1 m × 1,3 m × 1,2 m
Rumore	≈ 60 dB a 10 m

**Tabella 2.15:** Caratteristiche dell'impianto PureCell 200 [17]

Per quanto riguarda i costi degli impianti a celle ad acido fosforico, bisogna evidenziare che essi sono ormai bloccati da anni intorno ai 5.000 € / kW e non risulta che ci siano ricerche in corso, né aziende interessate a investire su questa tecnologia e a

studiare nuovi prototipi. Infatti, nonostante i buoni risultati ottenuti dalle PAFC, il decollo commerciale di questa tipologia è rallentato dalle aspettative di maggiore efficienza e/o di maggiore riduzione dei costi riposte nelle PEFC, nelle MCFC e nelle SOFC.

#### 2.2.4 CELLE A CARBONATI FUSI (MCFC)

Le celle a carbonati fusi sono caratterizzate dalla presenza di un elettrolita liquido non circolante costituito da una miscela di carbonati alcalini (carbonato di litio e di potassio oppure carbonato di litio e di sodio), la quale deve essere mantenuta a una temperatura elevata, compresa tra  $600 \div 700$  °C (generalmente la temperatura di funzionamento della cella è di 650 °C), affinché la soluzione di carbonati sia nello stato fuso. L'elettrolita è trattenuto in una matrice ceramica porosa e gli elettrodi sono a base di nichel (all'anodo nichel cromo, al catodo ossido di nichel litiato). Il principio di funzionamento della MCFC è illustrato nella Figura 2.8, mentre le reazioni che avvengono nella cella sono riportate in Tabella 2.16.

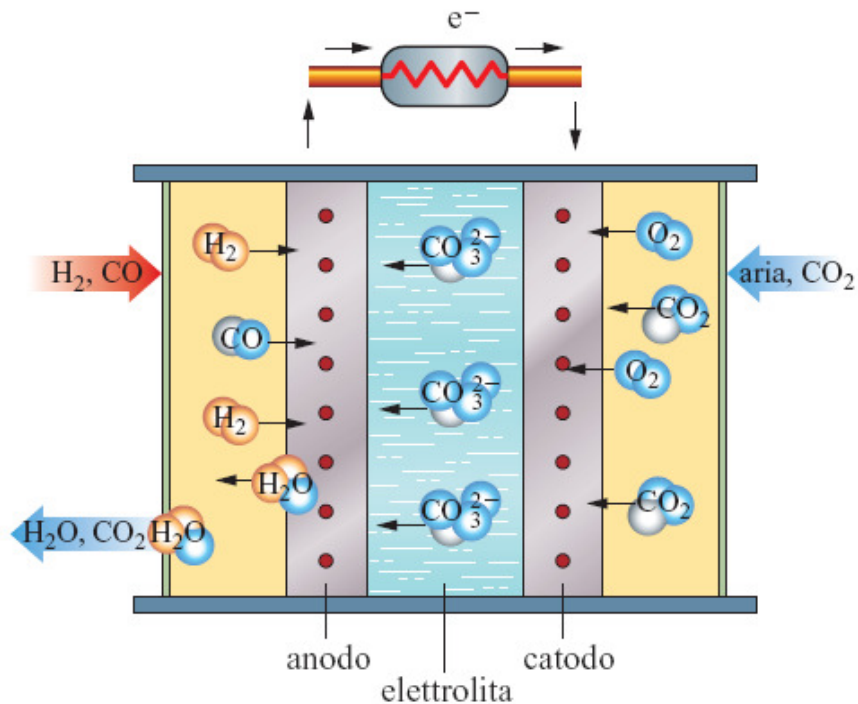
Dall'elevato valore della temperatura di funzionamento della cella consegue, da un lato, una serie di vantaggi connessi alle tipologie di applicazioni e alle possibili configurazioni tecnologiche, dall'altro anche degli svantaggi che consistono in problemi di stabilità strutturale dei componenti della cella e di corrosione.

#### VANTAGGI DELLE MCFC:

- cinetiche di reazione più veloci che annullano la necessità di metalli preziosi come catalizzatori, ciò incide positivamente sui costi;
- l'elevata temperatura di funzionamento consente di raggiungere maggiori efficienze rispetto alle PEFC e PAFC;

<b>REAZIONE ANODICA</b>	$H_2 + CO_3^{2-} \rightarrow H_2O + CO_2 + 2e^-$
<b>REAZIONE CATODICA</b>	$\frac{1}{2}O_2 + CO_2 + 2e^- \rightarrow CO_3^{2-}$
<b>REAZIONE COMPLESSIVA</b>	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 + CO_2 (catodo) \rightarrow H_2O + CO_2 (anodo)$
A differenza di quanto accade per le celle a elettrolita acido (PEFC e PAFC), l'acqua viene prodotta all'anodo	

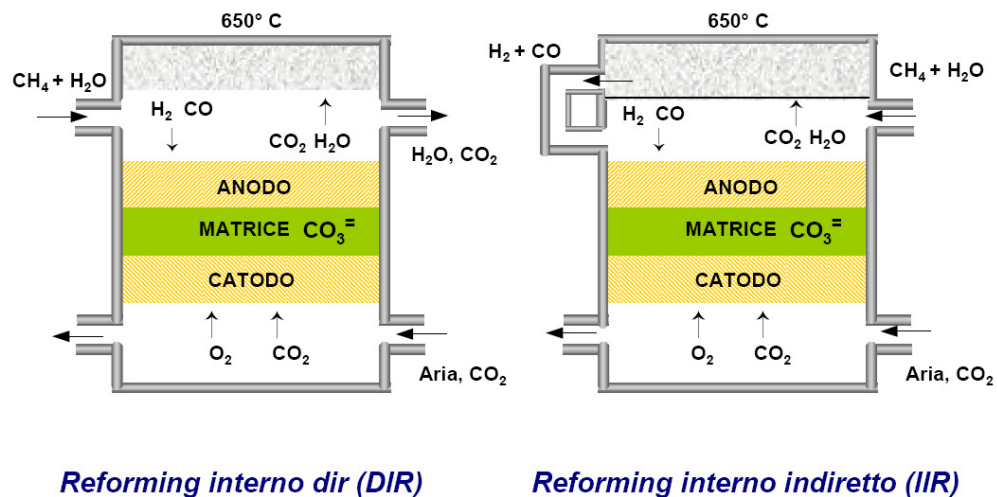
**Tabella 2.16:** Reazioni elettrochimiche della MCFC



*Figura 2.8: Principio di funzionamento di una MCFC*

- maggiore flessibilità nell'uso di combustibili disponibili, rispetto alle celle summenzionate, con possibilità di alimentare la cella direttamente con gas naturale o distillati leggeri senza stadio di riforma esterna. Infatti, esistono dei sistemi che realizzano il reforming interno del metano, consentendo di ottenere maggiore efficienza, semplicità e affidabilità, nonché minori costi di impianto, sfruttando il fatto che l'energia termica necessaria per sostenere la reazione di reforming, non è trasferita dalla cella a un reattore esterno, ma è scambiata e utilizzata nella cella stessa là dove avviene la reazione di ossidazione dell'idrogeno. Esistono due tipi di reforming interno: reforming interno diretto (DIR), dove il catalizzatore per la reazione di reforming è nella camera anodica, e reforming interno indiretto (IIR), dove il catalizzatore è in una zona separata adiacente all'anodo (Figura 2.9). Nel primo caso la cella è denominata con la sigla DIR-MCFC e il processo di reforming avviene all'interno del comparto anodico sfruttando il consumo di idrogeno e la produzione di vapor d'acqua per forzare ulteriormente le reazioni di conversione. Nel secondo caso la cella è denominata IIR-MCFC e la reazione di reforming avviene in una camera separata dalla FC ma adiacente ad essa sfruttando il calore di scarto.

- Elevata qualità del calore di scarto, da ciò consegue la possibilità di cogenerare a temperature di interesse industriale e inoltre, l'opportunità di impiegare il calore di scarto in un ciclo a vapore o a gas a valle della cella raggiungendo in tal modo un rendimento elettrico del 65%.
- Un ulteriore vantaggio risiede nella capacità delle MCFC di poter operare come "concentratori" della  $\text{CO}_2$ , se le celle sono installate a valle di un impianto termico convenzionale (centrale elettrica o di riscaldamento), agendo come filtro attivo in grado di eliminare la  $\text{CO}_2$  presente nei fumi, restituendola concentrata per ulteriori applicazioni industriali o per il sequestro della stessa.



**Figura 2.9:** Reforming interno diretto e Reforming interno indiretto in una MCFC

#### SVANTAGGI DELLE MCFC:

- L'elevata temperatura di funzionamento e l'elevata corrosività dell'elettrolita causano dei problemi strutturali ai componenti della cella, come ad esempio la dissoluzione del catodo in ossido di litio, le deformazioni meccaniche e la sinterizzazione dell'anodo in esercizio sotto carico di compressione, e infine la corrosione dei componenti metallici come i piatti bipolari.
- Le MCFC operano a pressione maggiore di quella atmosferica; ciò è vantaggioso per le prestazioni ma risulta essere dannoso per la vita utile della cella in quanto aumenta i problemi di corrosione e di sollecitazione dei componenti.
- Un aspetto che influisce fortemente sulle prestazioni e sulla durata della cella è la gestione dell'elettrolita, ovvero il controllo della distribuzione dei carbonati fusi

nelle porosità degli elettrodi, il quale si cerca di migliorare incrementando la porosità della struttura della matrice e impiegando una miscela di carbonati con più alta conduttività ionica (ovvero quella Li–Na).

La Tabella 2.17 riporta una sintesi dei fondamentali pregi e limiti tecnologici relativi alla tecnologia delle celle a carbonati fusi.

VANTAGGI MCFC	SVANTAGGI MCFC
Elevate velocità di reazione che annullano la necessità di metalli preziosi come catalizzatori.	Elevata corrosività dell'elettrolita e difficoltà di gestione dello stesso.
Alta efficienza.	Scarsa stabilità dei materiali che costituiscono la cella.
Possibilità di reforming interno, svariata gamma di combustibili.	Il funzionamento pressurizzato risulta essere dannoso per la vita utile della cella, bassa durata.
Elevata qualità del calore di scarto, possibilità di cogenerazione con elevati rendimenti.	
Possibilità di operare come concentratori della CO <sub>2</sub> .	
Ottima integrazione in impianti ibridi.	

**Tabella 2.17:** Sintesi dei vantaggi e degli svantaggi principali delle celle a carbonati fusi

## CAMPI DI IMPIEGO E PRESTAZIONI

La tecnologia MCFC ha compiuto notevoli progressi negli ultimi anni. Le celle a carbonati fusi infatti, possono essere considerate prossime alla fase commerciale in quanto le attività riguardanti questa tipologia di celle hanno già superato la fase dimostrativa con l'installazione di numerosi impianti pilota in tutto il mondo, e sono pertanto stati rilevati i dati concernenti le prestazioni di tali impianti. Attualmente nel Mondo sono installati circa 28 impianti che impiegano le MCFC. Le alte temperature di funzionamento delle MCFC favoriscono il raggiungimento di elevate efficienze elettriche che variano tra il 50% e il 55%. Esse inoltre, consentono di poter disporre di calore di scarto di altissima qualità, rendendo questo tipo di celle particolarmente idonee alle applicazioni cogenerative, di taglia compresa tra i 300 kW e qualche MW, con il raggiungimento di rendimenti globali dell'80%. E' interessante notare che, contrariamente a quanto accade per gli altri tipi di fuel cells, nel campo delle MCFC non è prevedibile lo sviluppo di unità commerciali di potenza inferiore a qualche centinaio di kWe.

In Tabella 2.18 è mostrato il bilancio energetico per moduli MCFC della taglia di qualche centinaio di kW<sub>e</sub>. Come è possibile notare dalla tabella, il 32% del calore entrante con il combustibile può essere recuperato per cogenerazione. Prestazioni più elevate sono attese da impianti di taglia maggiore o uguale a 1-2 MW.

La tecnologia MCFC si trova in fase di sviluppo preliminare caratterizzata da sperimentazione di prototipi e aggiornamenti tecnologici. La Tabella 2.19 riporta una previsione dei parametri economici e ambientali effettuata sulla base delle caratteristiche dei prototipi esistenti e degli obiettivi dei costruttori. Per quanto riguarda i costi, attualmente essi si aggirano intorno ai 5.500 €/kW<sub>e</sub>. Le previsioni indicano che i materiali e le tecnologie utilizzate nella produzione delle MCFC potranno condurre, al crescere dei volumi prodotti e sulla base dei programmi di sviluppo, a un costo di 400 €/kW<sub>e</sub> per il singolo stack e di 1.000 €/kW<sub>e</sub> per l'impianto complessivo. Il costo è influenzato particolarmente dalla limitata vita utile dello stack (< 20.000 h) che comporta la necessità di sostituzione dello stesso durante la vita utile dell'impianto (prevista intorno ai 15-20 anni). Come per le altre tecnologie fuel cells, anche nel caso delle MCFC, le emissioni prodotte risultano essere molto ridotte.

Le applicazioni più promettenti per le MCFC, nel medio termine, la generazione di energia elettrica e la cogenerazione ad alta temperatura, per taglie comprese tra 250 kW e 30 MW. Tali applicazioni permettono di sfruttare al meglio le caratteristiche positive di questi sistemi con notevoli vantaggi energetici ed ambientali rispetto alle altre tecnologie concorrenti quali turbine a gas, motori a combustione interna, ecc.

BILANCIO ENERGETICO MCFC	
Energia elettrica	48%
Calore recuperato	32%
Perdite DC/AC	3%
Ausiliari	4%
Perdite termiche	6%
Calore di scarto	7%
Energia chimica associata al combustibile (PCI)	= 100

**Tabella 2.18:** Bilancio energetico per un modulo MCFC di piccola taglia



	ATTUALI	PREVISIONE A MEDIO TERMINE
<b>Costo di investimento</b>	5.500 €/kWe	< 1.000 €/kWe
<b>Costo di manutenzione</b>	25-40 €/MWh	15 €/MWh
<b>Vita utile</b>	< 20.000 h	> 40.000 h
<b>Emissioni</b>	< 2 ppmv CO e NO <sub>x</sub>	

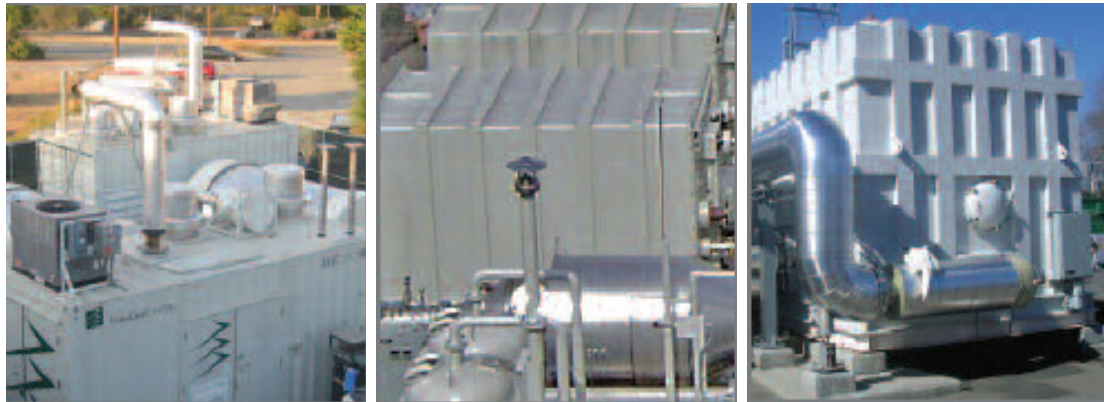
*Tabella 2.19: Parametri economici e ambientali per moduli MCFC cogenerativi a gas naturale*

I costruttori principali di questo tipo di celle sono le americane Fuel Cell Energy (FCE) e MC Power, in Europa la MTU (consorzata con la FCE) e l'italiana Ansaldo Fuel Cells (AFCo), mentre in Giappone si hanno la Mitsubishi, Hitachi, IHI.

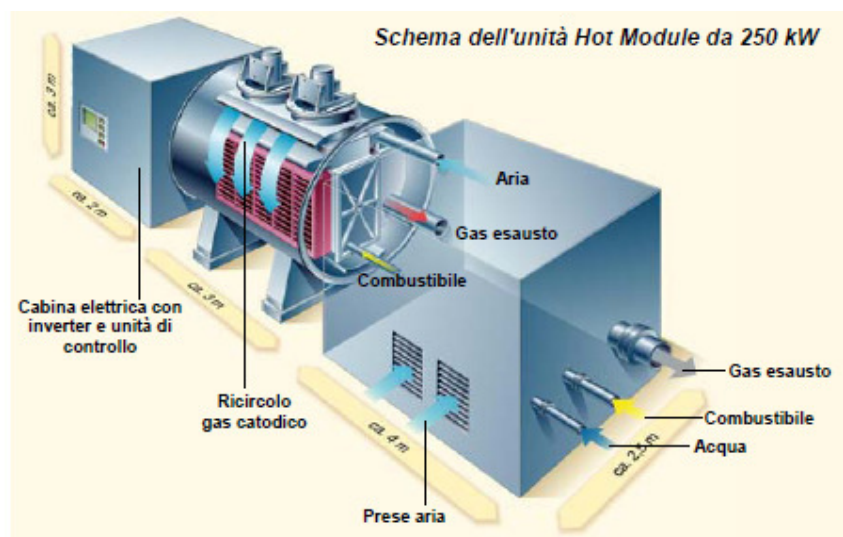
L'azienda leader nel campo della tecnologia delle MCFC è la Fuel Cell Energy (FCE) che ha realizzato e dimostrato prototipi di diversa potenza. In particolare la FCE ha realizzato una tecnologia, che è conosciuta commercialmente come DFC (Direct Fuel Cell), in cui il reforming del combustibile avviene internamente alla cella. Il primo impianto a utilizzare questa configurazione era il DFC 250, di potenza pari a 250 kW. Attualmente il programma della FCE è incentrato soprattutto sulla realizzazione di prodotti per la generazione di potenza distribuita (GD) per applicazioni al di sotto dei 40 MW. In modo particolare dal 2006 la Fuel Cell Energy realizza tre classi di prodotti: il DFC300 MA, il DFC1500 MA, il DFC3000 MA (Figura 2.10). Questi tre tipi di impianto forniscono rispettivamente 300 kW, 1,2 MW e 2,4 MW di potenza e presentano efficienze elettriche del 45-50%, mentre in applicazioni cogenerative si ottengono efficienze globali superiori al 75%. Questi impianti sono stati installati presso scuole, università, hotels, centri residenziali, ecc. facendo registrare buone prestazioni e soprattutto un ridottissimo impatto ambientale con emissioni trascurabili di NO<sub>x</sub> e di SO<sub>x</sub>, e una forte riduzione dei gas serra immessi in atmosfera [18]. Si contano circa 50 installazioni (40 MW complessivi), alcune con biogas da digestori anaerobici. Sicuramente il maggiore limite di questi impianti è costituito dagli elevati costi di impianto che è pari a 14.000 €/kW in linea con il costo medio della tecnologia.

Attualmente l'impianto più testato e installato è l'Hot Module (Figura 2.11), prodotto dall'azienda tedesca MTU che è impegnata nello sviluppo di sistemi per cogenerazione. L'Hot Module è un sistema che produce 250 kW di potenza elettrica e 180 kW di potenza

termica. Lo stack è costituito da 350 celle disposte in serie e funzionanti con reforming interno, a una temperatura di 650 °C. La caratteristica particolare di questo tipo di impianto è che lo stack è sistemato insieme con gli ausiliari, che operano a temperature e pressioni simili allo stack, in un unico vessel isolato termicamente. Lo stack è disposto inoltre in posizione orizzontale, e ciò costituisce un vantaggio poiché si può aumentare la potenza dello stesso con l'aggiunta di altre celle, senza accrescere gli ingombri verticali. Il modulo centrale contiene lo stack, il bruciatore catalitico dell'esausto anodico e il ricircolatore catodico. L'impianto è completato da due moduli esterni, ovvero l'unità di desolfurazione del combustibile e quella di condizionamento della potenza. Uno degli ultimi modelli di questo tipo di impianto è l'HM300 le cui specifiche sono riportate in Tabella 2.20.



*Figura 2.10: Impianti MCFC dimostrativi in sviluppo presso FCE: DFC 300 MA, DFC1500 MA, DFC3000 MA [18]*



*Figura 2.11: Schema di un impianto Hot Module*

SPECIFICHE DELL'HOT MODULE HM300	
Potenza elettrica	280 kW max 245 kW netta
Potenza termica	circa 170 kW
Alimentazione	Gas naturale di rete
Efficienza totale	circa 90%
Efficienza elettrica stack	55%
Efficienza elettrica impianto	47%
Emissioni	SO <sub>2</sub> < 0,01 ppm – non rilevabile NO <sub>x</sub> < 2 ppm – non rilevabile CO < 9 ppm
Dimensioni	8,0 m × 2,5 m × 3,2 m

**Tabella 2.20:** Caratteristiche dell'impianto HM300 [7]

Il principale ostacolo allo sviluppo di questa filiera è costituito dal raggiungimento di vite utili adeguatamente lunghe senza un eccessivo decadimento delle prestazioni. La vita utile della cella non è molto elevata a causa dei già citati problemi di corrosione indotti dalla natura dell'elettrolita, e della scarsa stabilità dei materiali dovuta alle elevate temperature di esercizio e al funzionamento pressurizzato. Tuttavia su alcuni prototipi sono stati raggiunti decadimenti di tensione inferiore allo 0,3% ogni 1000 h [13].

### 2.2.5 CELLE A OSSIDI SOLIDI (SOFC)

Le celle a ossidi solidi operano a una temperatura di 1.000 °C che assicura un'adeguata conducibilità all'elettrolita, costituito da un materiale ceramico (ossido di zirconio stabilizzato con ossido di ittrio). Tutti i componenti della cella sono allo stato solido, quindi, a differenza di altri tipi di celle (AFC, PACF, ecc.), non sono presenti i problemi relativi alla corrosione dei materiali, né quelli di perdita di elettrolita per evaporazione. Il principio di funzionamento di una cella a ossidi solidi è illustrato in Figura 2.12, mentre le reazioni che avvengono nella cella sono riportate nella Tabella 2.21.

Le SOFC sono state realizzate secondo diverse configurazioni che si differenziano per conformazione della cella, dimensioni, geometria dei canali di flusso per i gas reagenti e spessori dei componenti. Allo stato attuale dell'arte le configurazioni maggiormente adottate sono quella tubolare della Siemens Power Generation e quella planare.

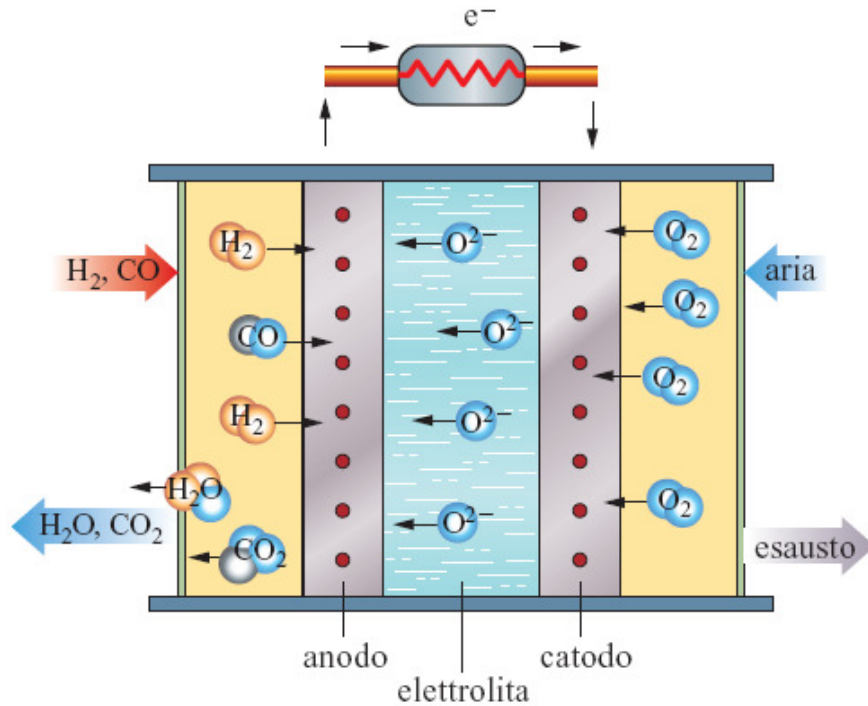


Figura 2.12: Principio di funzionamento di una SOFC

REAZIONE ANODICA	$H_2 + O^{2-} \rightarrow H_2O + 2e^-$
REAZIONE CATODICA	$\frac{1}{2}O_2 + 2e^- \rightarrow O^{2-}$
L'acqua è prodotta all'anodo dove è espulsa.	

Tabella 2.21: Reazioni elettrochimiche della SOFC

#### VANTAGGI DELLE SOFC:

- L'elevata temperatura di funzionamento riduce le perdite di polarizzazione, migliora la cinetica di reazione non rendendo necessario l'impiego di metalli catalizzatori. Le alte temperature inoltre, fanno sì che non siano richiesti requisiti particolari per il combustibile, per il quale non è necessario un sistema di fuel processing prima dell'ingresso in cella, poiché la conversione del combustibile avviene all'interno dello stack stesso (internal reforming) come nel caso delle MCFC, e inoltre perchè sostanze come CO non costituiscono un agente avvelenante ma un combustibile. Questi aspetti consentono di realizzare dei sistemi in cui il combustibile (gas naturale, gas da carbone o biogas) è

direttamente inviato in cella determinando così una notevole semplificazione impiantistica.

- Le SOFC presentano una elevata tolleranza alle impurità, l'anidride carbonica non ha alcun effetto degradante sulle prestazioni e inoltre i composti dello zolfo sono tollerati in concentrazioni più che doppie rispetto alle MCFC.
- I sistemi SOFC hanno densità di potenza elevate, sono notevolmente compatti e raggiungono elevate efficienze.
- Gli stacks SOFC non presentano nessun problema al funzionamento pressurizzato.
- Il calore di scarto è di altissima qualità e consente l'inserimento in cascata di un ciclo combinato gas-vapore. Questa tipologia di impianto potrebbe consentire il raggiungimento di rendimenti elettrici superiori al 70%.

#### **SVANTAGGI DELLE SOFC:**

- Il valore della temperatura operativa della cella introduce problemi legati a limiti strutturali e di durata di cella, connessi alla stabilità chimica dei materiali, alla conduttività raggiungibile e alla compatibilità termomeccanica tra le varie parti in funzione dei diversi coefficienti di dilatazione termica.
- Difficoltà di assemblaggio dei componenti.

Nella Tabella 2.22 sono sintetizzati i vantaggi e gli svantaggi principali della tecnologia di celle a ossidi solidi.

Per ovviare ai problemi sopraindicati, le attività di ricerca sono volte soprattutto, oltre allo sviluppo di materiali con prestazioni elettriche e meccaniche migliori per le celle funzionanti a 1.000 °C, anche a rendere possibile un abbassamento della temperatura di funzionamento dagli attuali 1.000°C a circa 700–800 °C. Ciò implica la necessità di individuare materiali adeguati ad un funzionamento delle SOFC a temperature ridotte, in modo particolare per le SOFC planari (dove i problemi di stress termomeccanico sono più intensi), senza però generare sensibili decadimenti di prestazione.

In definitiva, per le SOFC, la temperatura di funzionamento elevata, oltre a generare la serie di vantaggi summenzionati, costituisce anche l'unico svantaggio che determina un forte rallentamento della diffusione di questa tecnologia e limita la taglia dei sistemi realizzati.

VANTAGGI SOFC	SVANTAGGI SOFC
Elevata cinetica di reazione.	Presenza di limiti strutturali dei sistemi.
Nessuna necessità di metalli catalizzatori e nessun problema di corrosione.	Presenza di notevoli stress termomeccanici che condizionano la durata delle celle.
Elevata tolleranza alle impurità, CO direttamente utilizzabile come combustibile.	Difficoltà di assemblaggio dei componenti.
Possibilità di reforming interno, notevole semplificazione impiantistica.	
Nessun problema al funzionamento pressurizzato.	
Densità di potenza elevate e sistemi notevolmente compatti.	
Elevata qualità del calore di scarto, possibilità di cogenerazione con elevati rendimenti.	
Alta efficienza ed ottima integrazione in impianti ibridi.	

**Tabella 2.22:** Sintesi dei vantaggi e degli svantaggi principali delle celle a ossidi solidi

## CAMPI DI IMPIEGO E PRESTAZIONI

Gli impianti dimostrativi SOFC installati attualmente hanno una potenza massima di 200-250 kW. Essi raggiungono un rendimento elettrico che va dal 30-35% delle unità di pochi kW, al 45-50% delle unità di qualche centinaio di kW che operano a pressione atmosferica, mentre è previsto il raggiungimento di rendimenti del 58-60% per unità pressurizzate a ciclo ibrido da 500 kW-1 MW. Il rendimento totale (termico + elettrico) è prossimo all' 80-85%. La Tabella 2.23 mostra il bilancio energetico per moduli SOFC da pochi kW e per quelli di qualche centinaio di kW.

Gli impianti costituiti da celle a ossidi solidi generano calore di scarto ad elevata temperatura (800-1.000 °C) che viene raccolto dai gas di scarico della cella. Questo calore di scarto viene utilizzato in parte per preriscaldare i flussi reagenti (aria e combustibile), per sostenere le reazioni di reforming e, quando non si utilizzano le tecniche di ricircolo dei gas di scarico, per produrre la quantità di vapore necessario al processo di reforming. La parte restante del calore può essere impiegata per impieghi cogenerativi e, in funzione delle diverse tecnologie costruttive, circa il 30-47% del calore entrante con il combustibile può essere recuperato a partire da temperature prossime a 400 °C (Tabella 2.23).

Come già anticipato per la tecnologia MCFC, anche la tecnologia SOFC si trova in una fase di sviluppo preliminare caratterizzata da sperimentazione di prototipi e frequenti aggiornamenti tecnologici. La Tabella 2.24 riporta le previsioni dei parametri economici e ambientali per moduli SOFC cogenerativi a gas naturale, effettuati sulla base dei dati relativi ai prototipi esistenti e agli obiettivi dei costruttori.

	SOFC di TAGLIA 1-10 kW <sub>e</sub>	SOFC di TAGLIA 100-300 kW <sub>e</sub>
Energia elettrica	33%	50%
Calore recuperato	47%	32%
Perdite DC/AC	3%	3%
Ausiliari	5%	4%
Perdite termiche	4%	4%
Calore di scarto	8%	7%
Energia chimica associata al combustibile (PCI) = 100		

**Tabella 2.23:** Bilancio energetico per moduli SOFC di piccola e media taglia

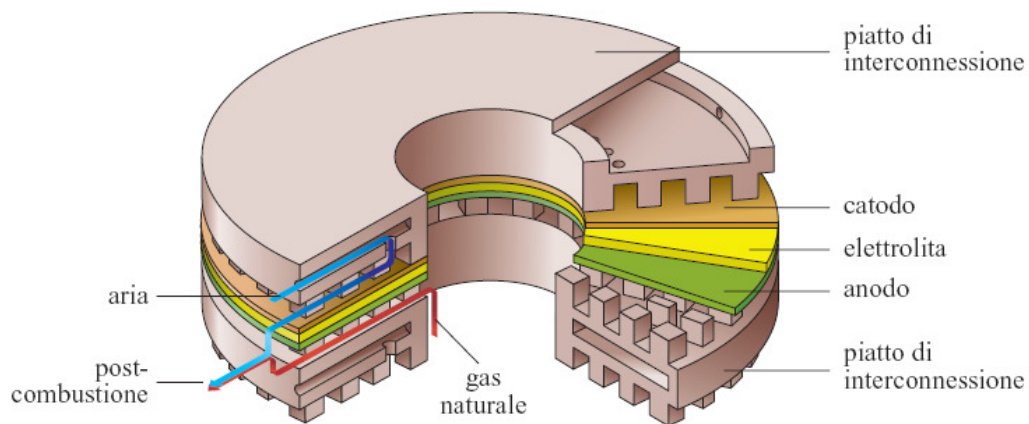
E' interessante notare che nel medio termine si prevedono costi di impianto che sono meno di un quinto di quelli attuali e una vita utile molto elevata con costi di manutenzione confrontabili con quelli delle tecnologie concorrenti. I livelli di emissioni inquinanti inoltre, sono molto bassi con riferimento al 15% di O<sub>2</sub>.

	ATTUALI	PREVISIONE A MEDIO TERMINE
<b>Costo di investimento</b>	6.000 €/kWe	< 1.000 €/kWe
<b>Costo di manutenzione</b>	20-25 €/MWh	10-15 €/MWh
<b>Vita utile</b>	< 40.000 h	> 60.000 h
<b>Emissioni</b>	< 2 ppmv CO e NO <sub>x</sub>	

**Tabella 2.24:** Parametri economici e ambientali per moduli SOFC cogenerativi a gas naturale

Le celle a ossidi solidi presentano il pregio di essere estremamente competitive su vari segmenti di mercato, a partire da unità di piccola taglia (inferiore a 5 kW) per usi portatili e residenziali, fino a impianti di 15–20 MW e oltre per la generazione stazionaria, la cui realizzazione è però prevista nel lungo periodo. Infatti, la maggior parte delle applicazioni finora installate è costituita da unità CHP di piccola taglia (1-5 kW) destinate alle applicazioni residenziali e realizzate principalmente dalle aziende: Acumentrics, Fuel Cell Technologies e Sulzer. Per quanto riguarda gli impianti di media taglia (200-250 kW), essi sono installati principalmente dalla Siemens Westinghouse.

Leader nella realizzazione e nell'installazione di sistemi SOFC di piccola taglia è l'azienda svizzera Sulzer Hexis che ha ideato e brevettato una cella a combustibile a ossidi solidi la cui configurazione si differenzia dalle tradizionali configurazioni planari, tubolari, ecc. viste precedentemente, ed è pertanto detta configurazione "Sulzer". La Figura 2.13 evidenzia come la struttura della cella Sulzer Hexis sia caratterizzata da un canale centrale per l'alimentazione del combustibile e da camere a disco, poste tra una cella e la seguente, nelle quali è preriscaldata l'aria. L'aria è introdotta dall'esterno e procede in direzione radiale fino ad incontrare il passaggio che comunica con il comparto catodico della cella. Una volta nella camera catodica, l'aria cede l'ossigeno necessario alle reazioni e viene scaricata all'esterno della cella insieme con il combustibile esaurito, con il quale reagisce in un processo di combustione residua. L'elemento chiave di questa configurazione è un'interconnessione metallica che assume molteplici funzioni: agisce da scambiatore di calore, da collettore di corrente e consente la distribuzione dei gas agli elettrodi.



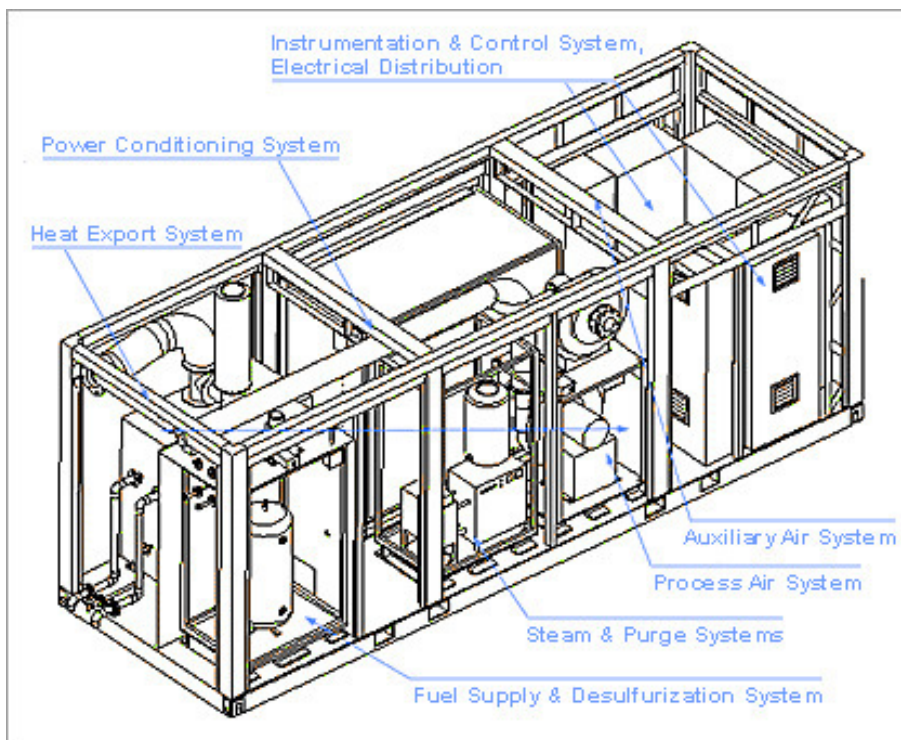
**Figura 2.13:** Rappresentazione della configurazione Sulzer HEXIS



Questo tipo particolare di struttura ha lo scopo di ridurre al minimo le differenze di temperatura tra le varie parti della cella. La cella Sulzer viene utilizzata in impianti per micro-cogenerazione a gas naturale da 1 kW di potenza. Il sistema è costituito da uno stack composto da 70 celle connesse in serie, funzionante in parallelo alla rete e che produce potenza elettrica con un rendimento del 30%. Completano il sistema, oltre agli ausiliari, una caldaia integrativa e un accumulatore di acqua calda per usi igienico-sanitari [19].

La Siemens Power Generation è leader mondiale della tecnologia, l'unica ad aver realizzato impianti di potenza superiore a 200 kW, fra cui numerosi impianti di cogenerazione di grande taglia, nonché il sistema ibrido SOFC / turbina a gas. Allo stato attuale la Siemens è prossima alla commercializzazione del sistema cogenerativo denominato SFC-200 (Figura 2.14). Questo sistema fornisce 125 kW<sub>e</sub> e 100 kW<sub>t</sub>, opera a gas naturale e a pressione atmosferica con un rendimento elettrico del 47% a pieno carico e un rendimento totale del sistema superiore all'80% [20].

Come già anticipato, i problemi tecnici riguardanti la cella SOFC precludono attualmente la possibilità di realizzare sistemi di grossa taglia (dell'ordine dei MW). A tal proposito gli obiettivi della ricerca, al fine di innalzare la potenza e l'efficienza dei sistemi SOFC, sono indirizzati soprattutto allo studio di impianti ibridi SOFC/MTG.



**Figura 2.14:** Rappresentazione dell'unità precommerciale SFC-200 della Siemens

### **2.3 CONFRONTO TRA LE TIPOLOGIE DI CELLE ANALIZZATE**

Fra tutte le tipologie di celle analizzate, quelle che meglio si prestano ad impieghi cogenerativi sono le celle a media e alta temperatura. L'elevata temperatura di esercizio delle PAFC, MCFC, SOFC (Tabella 2.2) consente, infatti, di disporre di un calore di scarto di buona qualità (Tabella 2.25), rendendo possibile anche la cogenerazione a livello industriale. Le fuel cells in assetto cogenerativo raggiungono valori di rendimento totale molto elevati, che si attestano sul 80÷85%.

Le celle a bassa temperatura, per la scarsa qualità del calore disponibile, sono generalmente impiegate in settori diversi da quello stazionario. In modo particolare le AFC, necessitando di idrogeno e ossigeno con elevato grado di purezza, trovano impiego soprattutto in applicazioni speciali e di nicchia, come quelle spaziali e militari (Tabella 2.26). Il campo di impiego delle PEFC è invece soprattutto quello della generazione portatile e del trasporto, anche se, applicazioni con piccole unità cogenerative di taglia massima pari a 250 kW e valori di rendimento totale del 70-80%, sono state impiegate nel settore stazionario. Le celle ad elettrolita polimerico, tra tutti i tipi di fuel cells, raggiungono il più alto valore di densità di potenza (Tabella 2.25). Ciò determina variazioni di carico veloci e rapidi start-up a freddo, dell'ordine dei secondi contro le 5-10 ore delle celle ad alta temperatura. Questa caratteristica rende le PEFC particolarmente idonee ad impieghi veicolari con dei rendimenti elettrici del 50% e notevole semplicità impiantistica del sistema, che prevede solo lo stack e il raffreddamento senza l'unità di reformer (Tabella 2.26).

	Densità' di Potenza [MW/Cm <sup>2</sup> ]	Temperatura Calore Residuo [°C]	Tempi di Avvio	Vita Utile (ore)	Efficienza Elettrica [% LHV]	Efficienza in Cogenerazione [%]
<b>PEFC</b>	300-900	60-80	Secondi	40.000	Staz. 35-40 Trasp. 50	70-80
<b>AFC</b>	300-500	< 60	Minuti	>10.000 <15.000	60-70	-
<b>PAFC</b>	150-300	140-200	1-4 ore	> 40.000	40-50	85
<b>MCFC</b>	150-200	600-700	5-10 ore	< 40.000	50-55	80
<b>SOFC</b>	150-270	800-1.000	5-10 ore	< 40.000	50-60	80

*Tabella 2.25: Prestazioni delle celle a combustibile*

Le celle MCFC e le SOFC sono impiegate soprattutto nella generazione di potenza stazionaria, in modo particolare nella generazione distribuita di energia e calore. Nel lungo periodo si prevede la realizzazione di impianti stazionari fino a 50 MW, con la possibilità di impiegare le MCFC e le SOFC anche nella generazione di potenza centralizzata.

I dati riportati nella Tabella 2.25 evidenziano come il rendimento elettrico di una fuel cell aumenti all'aumentare della temperatura di funzionamento della cella. Infatti, i valori del rendimento elettrico vanno dal 35-40% delle PEFC (impieghi stazionari) fino al 50-60% delle SOFC. I sistemi di fuel cells ad alta temperatura hanno inoltre taglia massima maggiore rispetto a quelli con le fuel cells a bassa temperatura. Impianti con MCFC e SOFC possono realizzare sistemi di generazione di potenza fino a 50 MW, contro un massimo di 100 kW e 500 kW rispettivamente dei sistemi con celle AFC e PEFC (Tabella 2.26). Tuttavia al contrario delle SOFC, che possono essere impiegate in vari segmenti di mercato con applicazioni di taglia da 1 kW fino a 50 MW, per le MCFC non è prevista la realizzazione di sistemi di taglia inferiore a 250 kW.

	Combustibile e Requisiti	Ossidante	Taglia del Sistema	Componenti del Sistema	Applicazioni	Stato della Tecnol.
<b>PEFC</b>	H <sub>2</sub> con CO < 10 ppm	O <sub>2</sub> , aria	da 1 kW a 500 kW	Cella, raffreddamento	Generatori port., trasporti, cogen. di piccola taglia	pre commerc.
<b>AFC</b>	H <sub>2</sub> puro	O <sub>2</sub> puro	da 10 kW a 100 kW	Cella, raffreddamento	Spaziali, generatori port., trasporti, appl. militari	commerc.
<b>PAFC</b>	CH <sub>4</sub> o H <sub>2</sub> con CO < 1% <sub>v</sub> H <sub>2</sub> S+CO<50ppm	O <sub>2</sub> , aria	da 500 kW a 11 MW	Reformer, cella, raffreddamento, inverter	Generazione stazionaria, cogenerazione (GD di energia elettrica e calore)	commerc.
<b>MCFC</b>	CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> o gas d'acqua con H <sub>2</sub> S, CO<1 ppm, HCl < 1 ppm, NH <sub>3</sub> < 1% <sub>v</sub>	O <sub>2</sub> , aria	da 250 kW a 50 MW	Convertitore carbone/gas d'acqua o reformer, cella, raffreddamento, inverter	Generazione stazionaria, cogenerazione, cicli ibridi (GD di energia elettrica e calore)	pre commerc.
<b>SOFC</b>	CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> o gas d'acqua con H <sub>2</sub> S < 1 ppm, HCl < 1 ppm, NH <sub>3</sub> < 1000 ppm	O <sub>2</sub> , aria	da 1 kW a 50 MW	Cella, raffreddamento, inverter	Generazione stazionaria, cogenerazione, cicli ibridi (GD di energia elettrica e calore)	pre commerc.

*Tabella 2.26: Caratteristiche delle fuel cells*

Occorre, infine, evidenziare che le celle ad alta temperatura consentono una maggiore flessibilità rispetto alle tipologie di combustibile impiegato, poiché presentano un maggiore grado di tolleranza ai composti che sono generalmente pericolosi per gli altri tipi di fuel cells.

## **2.4 TENDENZE FUTURE NELLO SVILUPPO DELLE FUEL CELL**

Allo stato attuale, risultano essere installati su scala mondiale circa 800 impianti a fuel cells che producono potenza elettrica per un totale di 119 MW (Tabella 2.27). Il 44% di questi impianti è costituito da sistemi PEFC di piccola taglia (15 kW) realizzati per applicazioni cogenerative in utenze specifiche quali centri residenziali, uffici, scuole, ospedali. Questi tipi di sistemi sono già disponibili commercialmente da qualche anno. Il 35% è costituito da impianti PAFC di media taglia (200 kW- 1,5 MW), di cui la maggior parte deriva dal sistema PureCell della UTC Fuel Cell. Il 21% rimanente del numero totale di impianti a fuel cells installati è costituito da celle ad alta temperatura, di cui circa l'11% sono SOFC di piccola e media taglia (1-400 kW), installate prevalentemente negli ultimi anni, e circa il 10% sono MCFC di taglia compresa tra 250 kW e 2 MW, rappresentate soprattutto dal prodotto più innovativo presente sul mercato, ovvero l'Hot Module della MTU [21]. Molti di questi impianti hanno già terminato la fase dimostrativa dalla quale sono derivati dei buoni risultati in termini di prestazioni. Le efficienze elettriche rilevate si attestano mediamente sul 40-45% per le celle a bassa temperatura, sul 45-55% per le celle ad alta temperatura e sul 60% e oltre per le MCFC e le SOFC operanti con turbine a gas in assetto ibrido. In assetto cogenerativo inoltre, sono state rilevate efficienze globali pari anche all'80%.

<b>TIPO DI CELLE</b>	<b>NUMERO DI IMPIANTI INSTALLATI</b>	<b>QUOTA IMPIANTI (%)</b>
<b>PEFC</b>	352	44
<b>PAFC</b>	280	35
<b>MCFC</b>	80	10
<b>SOFC</b>	88	11
<b>Totale</b>	<b>800</b>	<b>100</b>

*Tabella 2.27: Numero di impianti fuel cells installati attualmente*

La Tabella 2.28 riassume il quadro dello stato di sviluppo attuale delle tipologie di celle trattate e impiegate nella generazione di potenza stazionaria. In dettaglio si può notare che il costo di impianto della tecnologia a fuel cell è ancora eccessivamente alto, specie se confrontato con quello degli impianti convenzionali (ad esempio per turbine a gas e motori alternativi i costi d'impianto variano intorno a 500-1.500 €/kW in funzione della taglia).

Gli elevati costi di produzione delle fuel cells costituiscono, per questo tipo di tecnologia, il principale ostacolo alla penetrazione nel mercato. I costi elevati infatti, determinano l'impossibilità di poter applicare economie di scala, essenziali per arrivare a una condizione di concorrenza con le tecnologie convenzionali. Dal punto di vista pratico, sarà proprio il ritmo con cui si svilupperà l'evoluzione di questa tecnologia verso costi contenuti, affidabilità e prestazioni elevate, a determinare la possibilità di un ingresso effettivo delle celle a combustibile nel mercato della generazione di energia elettrica [12].

Fra i sistemi a fuel cells, quelli ad alta temperatura (MCFC, SOFC) risultano essere più promettenti per le applicazioni stazionarie e cogenerative, soprattutto di scala medio-grande, rispetto ai sistemi che impiegano le PEFC e le PAFC (le ricerche sono ferme e i costi bloccati a valori molto elevati). Per i sistemi che impiegano le MCFC e le SOFC, le previsioni di costo di medio periodo (5-10 anni), effettuate dai maggiori costruttori, si attestano intorno ai 1.500 €/kW. Risultati simili sono stati ottenuti in passato nell'ambito di programmi di ricerca quali il V Programma Quadro UE, che ha posto come obiettivi di sviluppo nel medio periodo per le fuel cells, costi del sistema intorno a 1.000-1.500 €/kW e il raggiungimento di una vita utile minima dello stack di almeno 40.000 ore. Le previsioni di lungo termine (> 10-15 anni) dei costi e delle prestazioni delle celle ad alta temperatura, sono sintetizzate nella Tabella 2.29, sulla base delle previsioni effettuate dai principali costruttori e istituti di ricerca (es. DoE (USA), UE e Gas Research Institute, ecc.) [13].

Tipo	Taglia impianti esistenti	Stato Tecnologia	Costo attuale (€/kW)
PEFC	max 250 kW	ricerca	5-7.000
PAFC	max 11 MW	commerciale	3.000
MCFC	max 1,8 MW	ricerca	5-8.000
SOFC	max 220 kW	ricerca	6-8.000

*Tabella 2.28: Stato di sviluppo attuale delle celle a combustibile*

Filiera	Taglia impianto (MW)	Costo previsto (€/kW <sub>e</sub> )	Rendimento elettrico previsto
MCFC	1-5	500	50-55%
SOFC	1-5	500	50-55%
Ciclo Ibrido	20-60	600	68-72%

*Tabella 2.29: Stima di lungo termine delle filiere di FC per generazione stazionaria [13]*

La Tabella 30 riporta invece i risultati di ricerche effettuate al fine di valutare, nell'ambito delle applicazioni stazionarie, le previsioni sulla possibilità di penetrazione delle celle (espressa come percentuale della potenza totale installata) nel mercato a livello mondiale nel 2020 [7]. Dalla tabella si può notare come al 2020 e a livello mondiale, la potenza fornita dalle celle a combustibile sarà così suddivisa: il 3% per le applicazioni isolate, il 13% per la generazione distribuita, oltre il 17% per la cogenerazione e la restante parte per le altre applicazioni, per un totale complessivo della potenza prodotta dalle fuel cells di 11.300 MW<sub>e</sub> che corrisponde a una quota del 9,6% rispetto al totale della potenza elettrica installata (117,9 GW<sub>e</sub>). Per quanto riguarda il mercato italiano, le previsioni sono in linea con la tendenza mondiale con valori complessivi intorno a 250 MW<sub>e</sub>/anno di potenza prodotta dalle fuel cells al 2020, in modo particolare da MCFC e SOFC.

I risultati delle ricerche prevedono, infine, che i costi degli impianti si attesteranno intorno ai 1.000-1.500 €/kW (con valori maggiori per le piccole taglie) nella prima fase di introduzione della tecnologia a fuel cells, per poi passare a regime a valori pari a 600-750 €/kW [21], in linea con il costo degli impianti più tradizionali.

	Potenza totale installata (GW <sub>e</sub> )	Celle a combustibile (MW <sub>e</sub> )	Quota celle (%)
<b>Applicazioni isolate</b>	16,9	540	3,1
<b>Cogenerazione</b>	23,4	4.100	17,5
<b>Generaz. distribuita</b>	45,3	5.980	13,2
<b>Altre applicazioni</b>	31,9	710	2,2
<b>Totale</b>	<b>117,9</b>	<b>11.300</b>	<b>9,6</b>

*Tabella 2.30: Previsioni di mercato per le fuel cells nel 2020 a livello mondiale*

## **CAPITOLO III**

### ***CICLI IBRIDI FUEL CELL – TURBINE A GAS***

#### **3.1 INTRODUZIONE ALLA TECNOLOGIA DEI SISTEMI IBRIDI**

La generazione di energia elettrica tramite l'impiego della tecnologia delle fuel cells, ha assunto negli ultimi anni un ruolo di notevole centralità nell'ambito della ricerca sulla generazione di energia da fonti e sistemi alternativi.

In particolare, nel campo degli impianti stazionari di generazione di potenza, l'interesse della comunità scientifica è attualmente focalizzato sull'impiego delle celle ad alta temperatura (HTFC, High Temperature Fuel Cell). Ciò è dovuto principalmente al fatto che queste celle, oltre a presentare elevati rendimenti elettrici e un buon impatto ambientale, si prestano meglio ad essere accoppiate con altre tecnologie classiche e ormai consolidate da tempo, come ad esempio le turbine a gas e a vapore.

Il sistema che risulta dall'accoppiamento delle celle a combustibile con questi tipi di motori termici, detto *sistema ibrido*, mostra una certa sinergia tramite la quale il rendimento conseguito dall'impianto, risulta essere maggiore della somma dei rendimenti raggiunti da ogni singolo sistema che compone l'accoppiamento, quando opera in modo indipendente [22]. Infatti, per merito dell'integrazione di queste due tecnologie, il già elevato rendimento elettrico della cella (50%), può essere ulteriormente incrementato fino ad oltre il 70%. Si ottiene così un sistema di potenza che è in grado di garantire un rendimento di ben venti punti percentuali maggiore rispetto al rendimento presentato dai cicli combinati gas/vapore che è, attualmente, la migliore tecnologia convenzionale esistente.

La tecnologia dei sistemi ibridi è considerata in assoluto la più promettente nella ricerca dei massimi rendimenti nella generazione di energia elettrica da combustibili, in particolare se applicata allo sfruttamento del gas naturale [13].

I sistemi ibridi si collocano nel campo della produzione di energia stazionaria centralizzata e distribuita, restando nettamente esclusi dall'impiego in alcuni settori, come ad esempio il trasporto. Ciò è dovuto al fatto che il valore di densità di potenza che i sistemi ibridi sono in grado di garantire, sono molto lontani dai targets richiesti nella suddetta applicazione.

Allo stato attuale dell'arte, gli impianti ibridi in fase di sviluppo sono esclusivamente dei “proof of concept”, ovvero sottoposti a tests atti a verificarne la funzionalità e i campi di prestazione.

Il costo di impianto è sicuramente uno dei principali problemi da risolvere. Infatti, i costi dei sistemi ibridi sono molto elevati e non concorrenziali con quelli delle altre tecnologie esistenti. Ciò fa sì che gli impianti realizzati, sperimentati e in corso di sperimentazione siano prevalentemente impianti di piccola taglia, progettati compatibilmente con le dimensioni dei componenti tradizionali con i quali sono accoppiati (compressori, turbine, ecc.). Infatti, solo nel momento in cui sarà stata verificata e consolidata la funzionalità e l'affidabilità di questa tecnologia, si potrà pensare di realizzare dei sistemi di taglia più grande, anche paragonabile a quella degli odierni impianti di conversione termoelettrica. Per ora la tendenza vigente è quella di realizzare impianti ibridi di piccola taglia e semplice configurazione impiantistica così da ridurre il costo di impianto. Si cerca tuttavia di non penalizzare eccessivamente il rendimento (che si riduce al diminuire della taglia e della complessità impiantistica), e di realizzare impianti flessibili rispetto alla richiesta del carico elettrico e che possano offrire inoltre una buona redditività di investimento.

### **3.2 PRINCIPIO DI FUNZIONAMENTO DEGLI IMPIANTI IBRIDI**

I **Sistemi Ibridi** (Hybrid Systems, HS), o più propriamente **Cicli Integrati**, sono impianti ad alto rendimento elettrico che integrano la tecnologia delle celle a combustibile, in particolare quelle ad alta temperatura (MCFC, SOFC), con cicli termodinamici a gas e/o a vapore. Il termine “ibrido” riflette proprio l'incontro di due ambiti tecnologici ben distinti e tradizionalmente separati: quello elettrochimico delle fuel cells e quello meccanico delle macchine che operano seguendo dei cicli termodinamici.

Una cella a combustibile può essere integrata con un motore termico secondo diverse modalità. La configurazione più frequente è quella che prevede lo sfruttamento del calore di scarto delle celle per azionare direttamente o indirettamente il motore termico. Infatti, il calore contenuto nei gas di scarico e nei fluidi di raffreddamento delle celle ad alta temperatura può essere utilizzato per azionare una macchina producendo energia elettrica aggiuntiva, oltre a quella prodotta dal modulo elettrochimico.

In Figura 3.1 è rappresentato in modo semplificato il principio di funzionamento di un sistema ibrido raffigurato da un fuel cell e, in modo generale, da un motore termico. I reagenti della fuel cell (aria e combustibile) sono preriscaldati in degli scambiatori di



calore, e successivamente vengono inviati nella cella dove reagiscono producendo lavoro utile e calore. Il calore viene poi inviato a un motore termico che lavora seguendo un ciclo termodinamico, ottenendo in output lavoro e una quantità di calore di scarto. Nel sistema ibrido entra una potenza associata al combustibile (pari a  $\dot{m}_f \cdot LHV$ ) che alimenta direttamente solo il modulo elettrochimico (Figura 3.2). Infatti, il motore è alimentato dal calore di scarto della fuel cell ( $\dot{Q}_{FC}$ ) senza l'aggiunta di un'ulteriore quantità di combustibile. E' proprio la sinergia con cui operano i due sottosistemi che costituiscono l'impianto ibrido (ossia fuel cell e heat engine), a determinare il raggiungimento di elevati rendimenti.

L'output del sistema ibrido è pertanto costituito dalla potenza elettrica prodotta dalla fuel cell ( $P_{el,FC}$ ), dalla potenza elettrica prodotta dal motore termico ( $P_{el,HE}$ ) e da una quantità di calore di scarto ( $\dot{Q}_{lost}$ ) dal motore termico, che può anche essere impiegata a fini cogenerativi.

La potenza totale,  $P_{el,HS}$ , fornita dal sistema è data da:

$$P_{el,HS} = P_{el,FC} + P_{el,HE} \quad (3.1)$$

Il rendimento del sistema ibrido,  $\eta_{HS}$ , è definito dall'equazione:

$$\eta_{HS} = \frac{P_{el,FC} + P_{el,HE}}{\dot{m}_f \cdot LHV} \quad (3.2)$$

Il rendimento di un sistema ibrido dipende dal rendimento della fuel cell e del motore termico, oltre che dal grado di interazione dei due sottosistemi che compongono l'impianto.

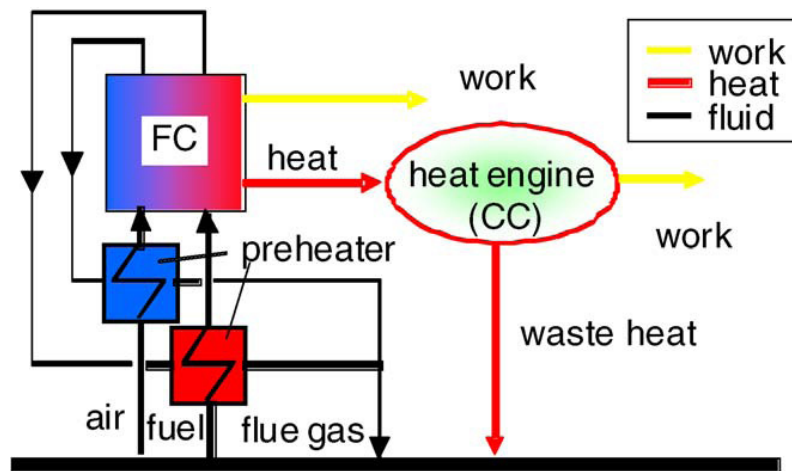


Figura 3.1: Schema semplificato di un sistema ibrido ideale [23]

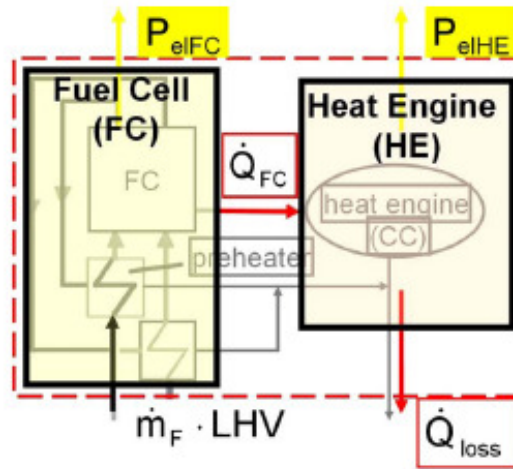


Figura 3.2: Interazione tra i due sottosistemi che compongono un sistema ibrido [23]

L'importanza dell'influenza del grado di interazione dei due sottosistemi può essere meglio compresa osservando la Figura 3.3. Quest'ultima illustra il variare del rendimento di un generico sistema ibrido in funzione del rendimento della cella e della macchina termica che lo costituiscono. Sull'asse delle ascisse è riportato il rendimento del motore termico, il cui valore è limitato superiormente dal rendimento di Carnot. Sull'asse delle ordinate è riportato il valore del rendimento della fuel cell che è limitato dal valore del voltaggio dato dall'equazione di Nernst. Un generico punto del piano individua una coppia di rendimenti dei due sottosistemi che compongono l'impianto. In particolare, ogni curva rappresentata in figura è data dall'insieme dei punti (di coordinate date del rendimento del motore termico e dal rendimento della fuel cell) che realizzano lo stesso valore del rendimento del sistema ibrido.

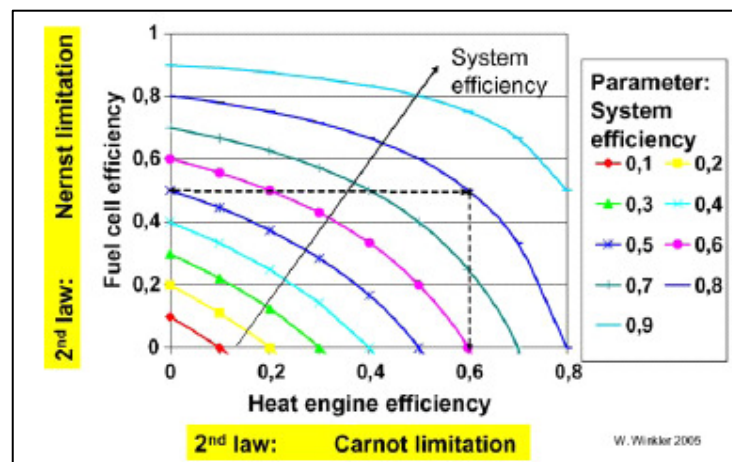


Figura 3.3: Diagramma del rendimento di un generico sistema ibrido [23]

Ad esempio la curva di colore blu indica l'insieme di tutti i punti del piano che consentono di individuare sulla curva un rendimento del sistema ibrido pari all'80%. In dettaglio, il punto individuato in figura indica che, se il rendimento della fuel cell è pari al 50%, per ottenere un rendimento del sistema ibrido pari all'80% è necessario che il motore termico accoppiato alla fuel cell abbia un rendimento del 60%. Quindi è bene evidente dalla figura come il rendimento dell'impianto integrato dipenda strettamente dal rendimento raggiunto dal motore termico e dalla cella a combustibile.

### **3.3 TIPOLOGIE DI SISTEMI IBRIDI**

In un sistema di generazione di potenza, per ottenere il massimo rendimento elettrico è opportuno recuperare sia l'energia termica contenuta nel calore di scarto sia il combustibile non ossidato. Ed è proprio seguendo questo principio che operano i sistemi ibridi secondo diverse configurazioni che variano a seconda delle modalità con le quali avviene tale recupero. Infatti, in base alla modalità di recupero si ha l'accoppiamento della fuel cell con i diversi tipi di motore termico, o con un'altra fuel cell a temperatura minore.

Le celle impiegate nei sistemi ibridi sono quelle ad alta temperatura (HTFC, High Temperature Fuel Cell) poiché consentono un'efficace integrazione del calore tra il processo di conversione del combustibile e i processi di generazione di potenza. Ciò non accade per le celle a bassa temperatura (LTFC, Low Temperature Fuel Cell) per le quali bisogna bruciare del combustibile addizionale per produrre il calore necessario per il processo di conversione del combustibile. Le turbine a gas e/o a vapore inoltre, possono essere impiegate per aumentare l'output di potenza prodotta e il calore da impiegare in cogenerazione.

I diversi metodi con cui può avvenire l'utilizzazione del calore di scarto delle fuel cells, che danno origine a diversi tipi di sistemi ibridi realizzabili (Figura 3.4), possono essere sintetizzati nel modo seguente:

- i gas in uscita dalla fuel cell sono inviati in una turbina a gas dove espandono producendo elettricità. In seguito, in uscita dalla turbina i gas, che possiedono ancora un'elevata temperatura, possono essere inviati in un'unità di recupero termico per scopi cogenerativi e trigenerativi. In questa configurazione di impianto la fuel cell è collocata al posto del combustore del turbogas, in alcuni casi sostituendolo. In altri casi, la cella è posta in serie a un post-combustore situato a valle della stessa, nel quale vengono inviati i gas esausti dalla cella per un ulteriore innalzamento della temperatura, prima di essere fatti espandere in

turbina. L'intero sistema è pressurizzato, compresa la fuel cell che è alimentata da aria compressa dal compressore del turbogas, e dal combustibile compresso opportunamente trattato. Questo sistema ibrido risulta essere costituito dall'accoppiamento di un'unità elettrochimica e di un ciclo a gas;

- il calore contenuto negli esausti della cella è impiegato in una caldaia per la produzione di vapore da inviare a una turbina a vapore che genera potenza. In questo caso si ha la combinazione di un modulo elettrochimico con un ciclo a vapore;
- i flussi dei gas esausti dalla cella sono inviati in un combustore e successivamente fatti espandere in una turbina a gas. I gas di scarico dal turbogas fluiscono in una caldaia a recupero (Heat Recovery Steam Generator, HRSG), in controcorrente con una portata di acqua, producendo vapore che è inviato in un corpo turbina. La cella e il turbogas costituiscono il cosiddetto “topping cycle”, che opera a temperature più elevate, mentre il ciclo a vapore sottoposto costituisce il “bottoming cycle” che utilizza il calore di scarto scaricato a livello termodinamicamente inferiore. Questa tipologia di impianto deriva dall'integrazione tra un'unità elettrochimica, un ciclo a gas e un ciclo a vapore;
- i gas di scarico di una cella ad alta temperatura alimentano una cella a bassa temperatura, dando origine a un sistema ibrido elettrochimico a più alta efficienza rispetto a un sistema fuel cell costituito da una sola tipologia di cella.

Esistono tuttavia diverse configurazioni con le quali può essere realizzato un sistema ibrido, a seconda del tipo di utenza da soddisfare e della taglia dell'impianto. Allo stato attuale, i sistemi ibridi maggiormente oggetto di studio sono quelli elencati in Figura 3.4. In particolare, gli impianti ibridi FC/ciclo a gas sono i sistemi che raggiungono i più elevati valori del rendimento elettrico e che hanno una minore complessità impiantistica in relazione al più basso numero di componenti presenti rispetto alle altre tipologie di impianto. Ad esempio, gli impianti ibridi FC/ciclo combinato gas-vapore presentano una notevole complessità impiantistica oltre a elevate pressioni di esercizio, riportando incrementi di rendimento piuttosto bassi rispetto al sistema costituito dal solo modulo fuel cell. Il sistema ibrido FC/ ciclo STIG, allo stesso modo del sistema FC/ciclo combinato gas-vapore, può essere prevalentemente impiegato in applicazioni di grande taglia, ma a differenza di quest'ultimo presenta una minore complessità di impianto (e quindi costi capitali inferiori) oltre ad avere il grande pregio di essere un sistema molto versatile in applicazioni cogenerative.

Anche il sistema ibrido FC/ciclo a vapore può essere agevolmente impiegato in usi cogenerativi, producendo direttamente il vapore necessario, però l'impianto ha un rendimento elettrico inferiore sia di quello del sistema FC/ciclo a gas sia del rendimento del sistema ibrido FC/ciclo combinato gas-vapore.

### 3.3.1 INTEGRAZIONE DI UNA FUEL CELL AD ALTA TEMPERATURA CON IL CICLO A GAS

La combinazione di una fuel cell ad alta temperatura con una turbina a gas o una microturbina a gas (a seconda del tipo di applicazione), può avvenire nel modo rappresentato in Figura 3.5.

Il modulo fuel cell è integrato nel ciclo Brayton rigenerativo ed è situato nella zona del riscaldamento del fluido lavoro (che è costituito da aria nella prima parte, dal punto 2 al punto 3, e da gas esausti dal punto 3 al punto 5), rappresentato dalla trasformazione ideale a pressione costante 2-5 (Figura 3.5).

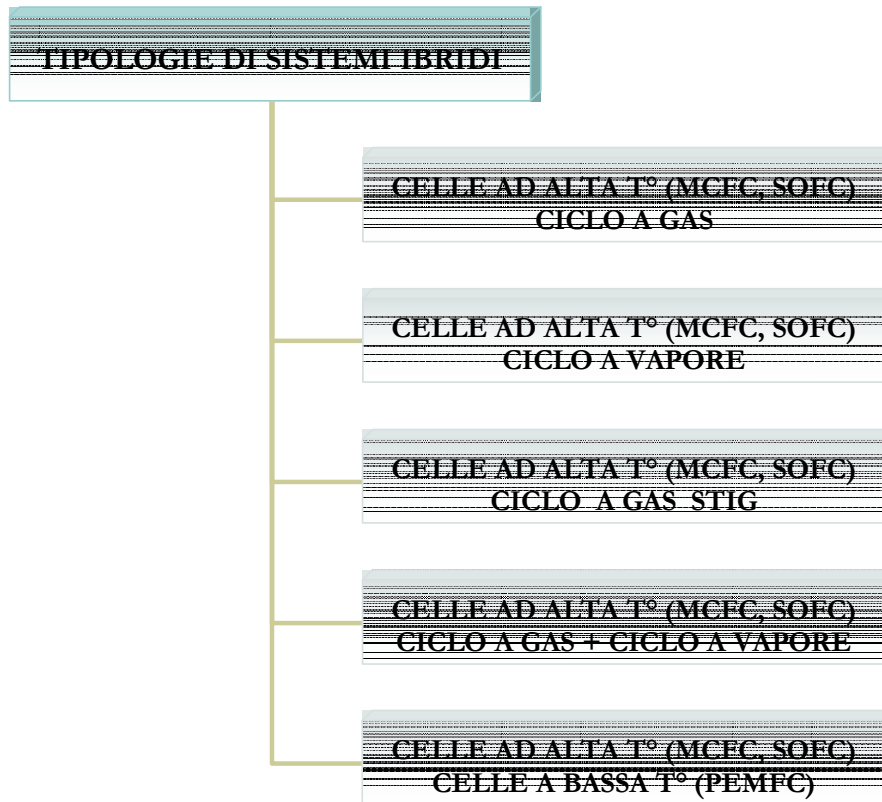


Figura 3.4: Diverse tipologie di Sistemi Ibridi

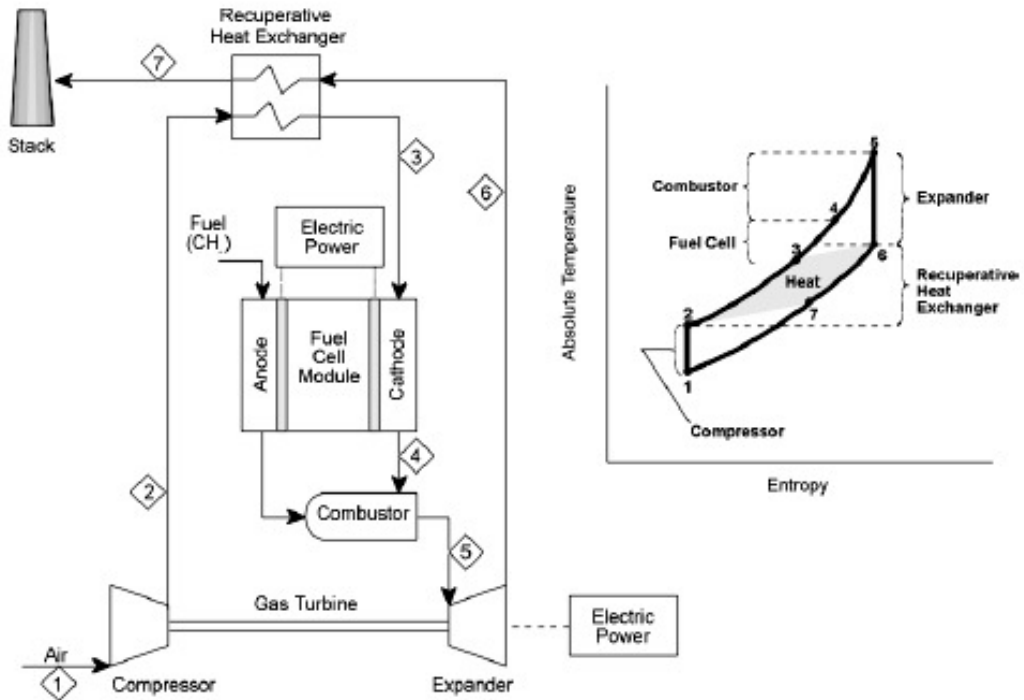


Figura 3.5: Sistema Ibrido fuel cell ad alta temperatura/turbina a gas

L'aria compressa è inviata al comparto catodico della cella, dopo essere stata preriscaldata dallo scambiatore rigenerativo tramite i gas di scarico della turbina a gas. Il flusso gassoso in output dal modulo elettrochimico (costituito dal flusso esausto dal comparto anodico e dal comparto catodico) entra in un combustore dove viene innalzata la temperatura dei gas che devono espandere in turbina producendo potenza.

La trasformazione 2-5 è costituita da tre fasi (Figura 3.5): un riscaldamento nel rigeneratore tramite calore trasferito dai gas di scarico in controcorrente (2-3); un ulteriore innalzamento di temperatura che avviene nella fuel cell durante la conversione elettrochimica del combustibile (3-4); una combustione prima dell'ingresso dei gas in turbina (4-5).

Nel caso rappresentato in figura, la combustione avviene senza l'aggiunta di una quantità di combustibile recuperando i gas di scarico dalla cella che contengono combustibile non reagito ed eccesso di aria. In alcuni casi può anche essere aggiunto del combustibile, consentendo di aumentare la potenza prodotta dalla turbina, a svantaggio però del rendimento elettrico.

Il rendimento del sistema ibrido FC/TG dipende dall'efficacia della conversione del combustibile che avviene nella fuel cell. La turbina a gas ha semplicemente la funzione di

recuperare il calore di scarto della fuel cell, e opera a una temperatura leggermente maggiore rispetto a quella della cella, raggiunta bruciando il combustibile residuo.

Il rapporto di compressione del ciclo Brayton - fuel cell dipende dal rapporto tra la temperatura dei gas in uscita dal combustore ( $T_5$  in Figura 3.5) e la temperatura dei gas reagenti entranti nella fuel cell ( $T_3$  in Figura 3.5). Generalmente, il rapporto di compressione non è molto alto (da 3 a 9 a seconda della taglia del sistema) e ciò determina una più bassa temperatura dei gas esausti in uscita dallo scambiatore rigenerativo, ovvero una minore quantità di calore ceduto all'esterno e quindi un rendimento del ciclo più alto.

Nella maggior parte dei sistemi, la cella è raffreddata tramite il ricircolo di aria. L'aria è introdotta nel modulo elettrochimico in quantità maggiore di quella richiesta dall'ossidazione del combustibile di un fattore che può variare da 4 a 8.

La fattibilità di un sistema ibrido FC/TG dipende dalle caratteristiche del compressore e della turbina che devono essere adattati per l'integrazione con la cella a combustibile. In particolare:

- il rapporto di compressione e la temperatura di ingresso turbina devono essere compatibili con il funzionamento della cella;
- la taglia della turbina deve essere tale da consentire l'accoppiamento con la cella e da essere competitiva sul mercato.
- A seconda del tipo di applicazione, una fuel cell può essere quindi accoppiata a una  $\mu$ TG oppure a una turbina a gas.

Il sistema ibrido FC/TG ha un rendimento elettrico molto elevato che può anche arrivare all'80%.

A seconda che la fuel cell impiegata sia una cella atmosferica o pressurizzata, i sistemi ibridi FC/TG possono essere suddivisi in sistemi funzionanti a pressione ambiente e sistemi pressurizzati.

Nei sistemi funzionanti a pressione ambiente è impiegata una fuel cell non pressurizzata nella quale è trasferito il flusso di gas (o in alcuni layout anche aria) esausti dalla turbina. Il combustore interno e pressurizzato di un ordinario turbogas è sostituito dalla combinazione di un combustore a pressione atmosferica e di uno scambiatore di calore [24]. In alcuni casi può essere presente solo lo scambiatore di calore, cosicché l'alta temperatura di ingresso turbina non è raggiunta tramite una normale combustione, ma attraverso un semplice riscaldamento [25].

I sistemi pressurizzati invece, impiegano una fuel cell pressurizzata che riceve in ingresso i reagenti compressi fino alla pressione di funzionamento della cella. L'aria è pressurizzata dal compressore del turbogas, mentre il combustibile è compresso da un apposito compressore (compressore anodico) prima di essere sottoposto a reforming. In uscita dalla cella il flusso dei gas esausti è trasferito alla turbina a gas dove espanmono. In questo tipo di impianto, la fuel cell agisce quindi da combustore del turbogas.

Il rendimento di un sistema ibrido FC/TG pressurizzato è maggiore del rendimento di un sistema funzionante a pressione atmosferica. Ciò è dovuto a un insieme di fattori introdotti dal funzionamento pressurizzato, quali un aumento delle prestazioni della cella, un miglioramento dello scambio termico nella fuel cell e negli scambiatori di calore. L'uso del turbocompressore inoltre, consente di effettuare “gratuitamente” la compressione dei reagenti oltre a ottenere una potenza prodotta aggiuntiva. A fronte dei benefici introdotti dal funzionamento pressurizzato, si hanno però alcuni aspetti svantaggiosi, come ad esempio un maggiore costo di impianto e l'insorgere di problematiche connesse alle dimensioni massime ammissibili (Tabella 3.1).

#### VANTAGGI DEL SISTEMA IBRIDO FC/TG:

- Semplice configurazione di impianto, minimo numero di componenti;
- Rapporto di compressione basso, turbomacchine semplici;
- Pressione di funzionamento della fuel cell relativamente bassa, assenza dei problemi causati dalla differenza di pressione anodo/catodo;

VANTAGGI	SVANTAGGI
Aumenta le prestazioni della cella	Maggiori costi di impianto e problematiche di dimensioni massime ammissibili
Determina un rendimento maggiore rispetto a un impianto atmosferico	Riduce il grado di conversione dell'idrogeno degli idrocarburi nelle reazioni di reforming
Compressione effettuata “gratuitamente” e potenza prodotta aggiuntiva grazie all'uso del turbocompressore	Problemi di durata nella MCFC
Migliora lo scambio termico nella fuel cell e negli scambiatori di calore	
Disegno dell'impianto più compatto, minori ingombri	

*Tabella 3.1: Principali vantaggi e svantaggi della pressurizzazione negli impianti ibridi*



- TIT relativamente bassa, può essere non richiesto il raffreddamento delle palette della girante;
- Semplice sistema di raffreddamento della cella;
- Efficace conversione del combustibile nella fuel cell;
- Possibile impiego nei sistemi di generazione di potenza di piccola taglia.

#### **SVANTAGGI DEL SISTEMA IBRIDO FC/TG:**

- Necessità di un adeguamento del compressore e della turbina alla taglia e alle condizioni di funzionamento della fuel cell;
- Presenza di ingombranti e costosi scambiatori di calore gas-gas per il recupero del calore ad alte temperature;
- Il rendimento e il lavoro di output del sistema dipendono dai rendimenti della cella, del compressore, della turbina, oltre che dalle perdite di pressione e dalle differenze di temperatura.

### **3.3.2 INTEGRAZIONE DI UNA FUEL CELL AD ALTA TEMPERATURA CON IL CICLO A VAPORE**

Le celle a carbonati fusi e quelle ad ossidi solidi, grazie alle loro elevate temperature di funzionamento (rispettivamente di 650 °C e 1000 °C), possono essere combinate anche con un ciclo a vapore. Infatti, essendo la temperatura massima di un ciclo a vapore pari a circa 600 °C, è possibile produrre vapore impiegando direttamente i gas esausti dalla cella, senza l'introduzione di un'ulteriore quantità di combustibile oltre a quella che alimenta il Fuel Cell System (FCS).

Il vapore può essere prodotto tramite un ordinario generatore di vapore (Figura 3.6) oppure recuperando il calore di scarto contenuto nel flusso di output della cella per mezzo di una caldaia a recupero (HRSG, Heat Recovery Steam Generator) a uno o a più livelli di pressione (Figura 3.7).

Il vapore prodotto è inviato in una turbina producendo potenza elettrica, una parte di esso può essere impiegato per il reforming del combustibile ed è anche possibile spillare vapore per impieghi cogenerativi.

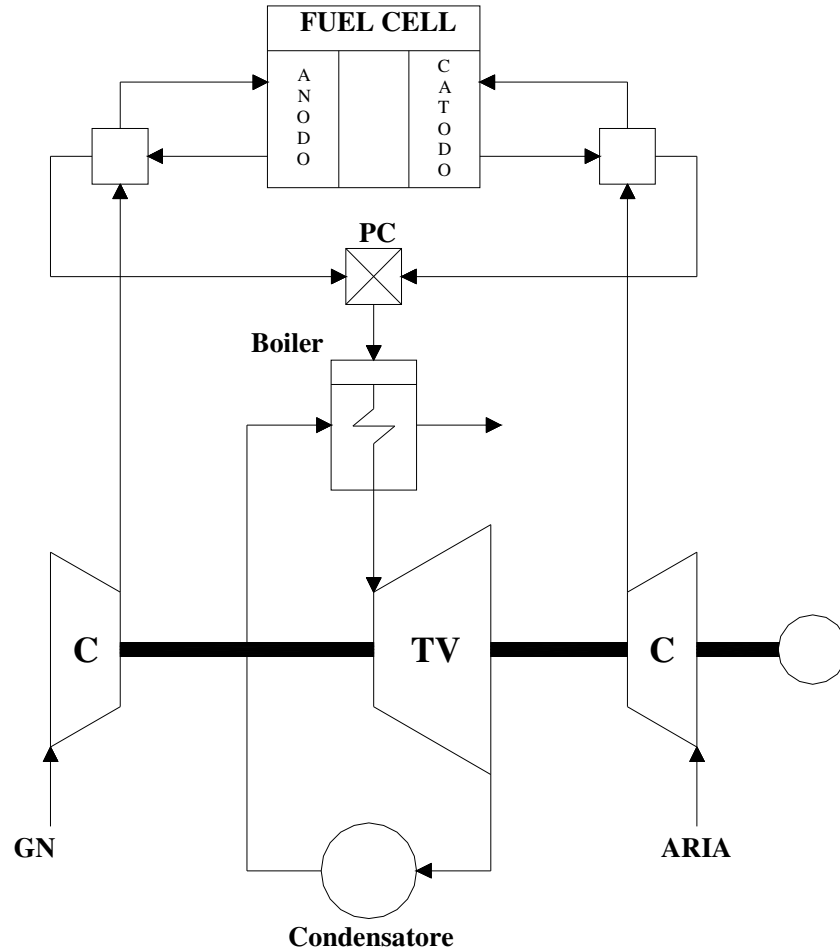
Generalmente i componenti essenziali di questo tipo di impianto ibrido sono un FCS, un generatore di vapore, una turbina a vapore e un condensatore. Al contrario di ciò che

accade per i cicli ibridi FC/TG non sono presenti gli scambiatori gas-gas, componenti che incidono molto sul costo di impianto e sugli ingombri.

Nei sistemi che si ottengono dall'integrazione di una HTFC (o di una qualunque sorgente di calore ad alta temperatura) con delle turbine a vapore esiste una grande limitazione, soprattutto per quanto riguarda i sistemi di grande taglia. Essa consiste nella presenza di un limite superiore della differenza di pressione di un singolo stadio di turbina che quindi vincola la potenza che può essere generata. Se è richiesta una grande generazione di potenza si può impiegare un ciclo a vapore con risurriscaldamento realizzato con turbine a vapore di grande taglia e multistadio. Queste turbine però, hanno una taglia maggiore rispetto alle celle ad alta temperatura allo stato dell'arte e, per rendere possibile la loro integrazione, è necessario impiegare più unità HTFC (ad esempio 10-20). A tal proposito, si prevede che nel medio-lungo periodo le MCFC e le SOFC saranno in grado di generare 20-30 MW di potenza, e pertanto potranno essere adattate alle grandi turbine a vapore industriali [26].

Una possibile modalità di integrazione di una cella ad alta temperatura con una turbina a vapore è rappresentata in Figura 3.6. Una turbina a vapore aziona due compressori (uno dell'aria e l'altro del combustibile gassoso) e un alternatore. L'aria, compressa e preriscaldata in uno scambiatore tramite il flusso catodico esausto, è inviata al comparto catodico della fuel cell. Nello schema considerato la fuel cell funziona a pressione di poco superiore a quella atmosferica, pari a 1,3 bar [27]. Il gas naturale è compresso, preriscaldato in uno scambiatore rigenerativo e inviato nella cella dove è internamente riformato. I flussi catodico e anodico in output dalla cella, dopo aver attraversato i due scambiatori rigenerativi, entrano in un post-combustore che aumenta la temperatura dei due flussi gassosi. Questi gas caldi sono impiegati in un boiler per produrre del vapore (a circa 550 °C) che aziona una turbina producendo potenza elettrica. Un impianto funzionante secondo questo schema potrebbe ad esempio produrre 36 MW<sub>e</sub>, con un output della fuel cell pari a 26,9 MW<sub>e</sub> e della turbina di 8,34 MW<sub>e</sub>, e con un rendimento elettrico del 60% [27].

Un'altra possibile configurazione di sistema ibrido costituito da una HTFC e da un ciclo a vapore è rappresentata in Figura 3.7. In questa configurazione di impianto è impiegata una caldaia a recupero nella quale è inviato il flusso dei gas esausti dal fuel cell system. I flussi anodico e catodico sono inviati in un combustore che produce il calore necessario al fuel processing. I gas di output dal fuel processor sono inviati nella caldaia a recupero per la produzione di vapore.



*Figura 3.6: Layout di un possibile sistema ibrido FC/TV*

Gli elementi che costituiscono la caldaia a recupero sono un economizzatore che preriscalda l'acqua, un evaporatore che produce vapore saturo alla stessa temperatura di uscita dell'economizzatore e un surriscaldatore che consente di ottenere il vapore surriscaldato. Possono essere presenti uno o più livelli di pressione. Il vapore prodotto è inviato a una turbina per un'ulteriore generazione di potenza elettrica, e parte di questo vapore può essere impiegato a fini cogenerativi. I sistemi ibridi di questo tipo possono raggiungere anche dei rendimenti del 70% [12].

#### **VANTAGGI DEL SISTEMA IBRIDO FC/TV:**

- Funzionamento della cella a pressione atmosferica o di poco superiore;
- Il recupero di calore avviene tramite una caldaia, senza bisogno di costosi scambiatori di calore gas-gas ad alta temperatura (come accade nel ciclo Brayton);

- Produzione di vapore disponibile per applicazioni cogenerative o applicazioni che richiedono l'uso del vapore.

#### SVANTAGGI DEL SISTEMA IBRIDO FC/TV:

- Rendimento elettrico più basso rispetto al sistema FC / ciclo Brayton e a quello combinato FC / ciclo Brayton-Rankine;
- Necessità di acqua di alimentazione e di raffreddamento;
- Maggiore complessità impiantistica rispetto al ciclo Brayton rigenerativo.

### 3.3.3 INTEGRAZIONE DI UNA FUEL CELL AD ALTA TEMPERATURA CON IL CICLO STIG

E' possibile realizzare un sistema ibrido combinando una fuel cell ad alta temperatura con un ciclo STIG (Steam Injected Gas turbine).

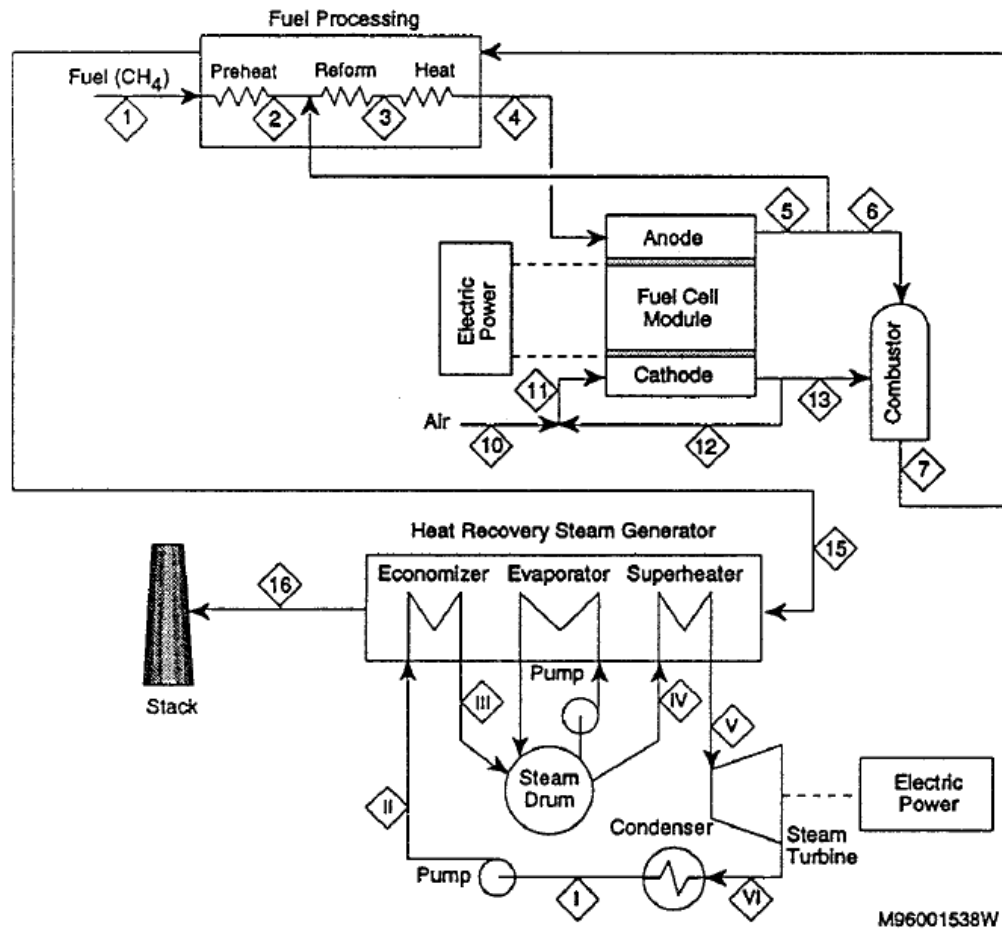


Figura 3.7: Configurazione di un impianto ibrido Fuel Cell-Ciclo Rankine

Il ciclo STIG è un ciclo “misto” gas/vapore in cui il gas e il vapore vengono miscelati in alcuni punti del processo, dando luogo a un ciclo almeno parzialmente unificato. La denominazione ciclo “misto” è usata in contrapposizione a quella di ciclo “combinato” che indica un ciclo caratterizzato da una separazione fisica (data dai tubi della caldaia a recupero) tra i due fluidi di lavoro, gas e vapore. Ciò corrisponde a una precisa distinzione tra i due cicli termodinamici combinati, ovvero il ciclo Brayton, con il fluido lavoro in fase gassosa (aria o gas combustibili) e il ciclo Rankine, col fluido lavoro in cambio di fase (acqua o vapore).

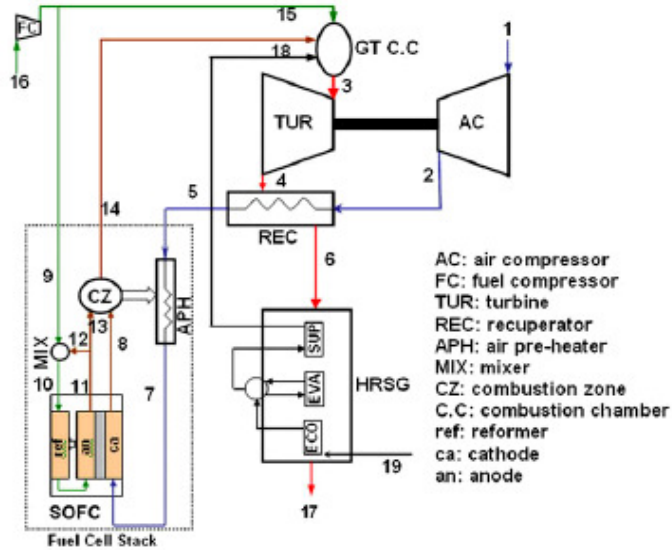
Nel ciclo STIG non c'è una separazione fisica tra gas e vapore, che vengono miscelati e fatti poi espandere in turbina. Il ciclo STIG prevede la generazione di vapore tramite i gas caldi esausti dalla turbina inviati in una caldaia a recupero in controcorrente con un flusso di acqua. Successivamente il vapore prodotto è iniettato nella camera di combustione della turbina. A differenza dei cicli combinati si ha una maggiore semplicità impiantistica (dovuta all'assenza della turbina a vapore e del condensatore) e una conseguente riduzione del costo di impianto.

Il vapore deve essere prodotto a una pressione molto elevata (generalmente pari a  $1,25 \div 1,4$  volte quella massima del ciclo a gas), e deve essere inoltre demineralizzato prima del suo ingresso in turbina, al fine di evitare danni alle palettature della stessa. Una volta iniettato in camera di combustione, il vapore è miscelato sia con il combustibile (contribuendo a contenere le emissioni di  $NO_x$ ) sia con l'aria, poi è fatto espandere in turbina e, dopo aver attraversato la caldaia a recupero, è scaricato all'esterno a pressione ambiente.

Nella maggior parte delle applicazioni il ciclo STIG è impiegato nei sistemi di medio-grande taglia e uno dei suoi principali punti di forza è la sua grande versatilità in cogenerazione. Infatti, il vapore prodotto dalla caldaia può essere inviato a un'utenza termica oppure alla turbina a gas (per incrementare la potenza elettrica prodotta) a seconda dell'andamento temporale della richiesta termica o elettrica.

Risulta essere molto interessante la prospettiva di poter combinare il funzionamento di un ciclo STIG con una fuel cell ad alta temperatura. Uno dei possibili modi con cui tale integrazione può essere effettuata è illustrata in Figura 3.8.

In particolare, in Figura 3.8 è rappresentato un sistema ibrido di taglia media costituito da uno stack SOFC con reforming interno indiretto, combinato con un turbogas, uno scambiatore rigenerativo e una caldaia a recupero. Il sistema rappresentato può produrre una potenza totale di circa 14 MW con un rendimento del 66% [28].



*Figura 3.8: Sistema ibrido SOFC/STIG [28]*

L'aria che deve alimentare lo stack SOFC viene prima compressa dal compressore del turbogas, poi preriscaldata in uno scambiatore rigenerativo tramite il flusso dei gas caldi uscenti dalla turbina. Prima di essere inviata al comparto catodico della cella, l'aria subisce un ulteriore riscaldamento (fino alla temperatura di funzionamento di cella, che è 1012 °C) in un preriscaldatore (APH) per mezzo del calore prodotto in una camera di combustione (CZ), dove reagiscono il flusso di output catodico con parte di quello anodico che si trovano alla stessa temperatura. Parte del flusso di ricircolo anodico è miscelato con il combustibile compresso nel mixer (MIX) e il flusso risultante è inviato nel reformer, che è a stretto contatto termico con la SOFC.

Nel combustore del turbogas reagiscono il flusso dei gas in uscita dallo stack ricchi di ossigeno, il combustibile compresso e una portata di vapore surriscaldato proveniente dalla caldaia a recupero. Infatti (Figura 3.8), in questo sistema è presente una caldaia a recupero a un solo livello di pressione per la generazione del vapore, dove sono inviati i gas esausti dalla turbina. Nella caldaia entra un flusso di acqua in controcorrente con i gas caldi, che attraversa prima un economizzatore (ECO) subendo un preriscaldamento e uscendo da esso in condizioni di liquido saturo, poi è inviato in un evaporatore (EVA) e infine, il vapore prodotto è surriscaldato in un surriscaldatore (SUP) prima di essere iniettato nel combustore della turbina.

Nel sistema analizzato è considerato un modulo SOFC pressurizzato, la cui pressione di funzionamento è uguale a 9,9 bar. Il rapporto di compressione del ciclo STIG è pari a

9,9. E' stato dimostrato [28] che all'aumentare del rapporto di compressione, aumenta il vapore prodotto e iniettato nel combustore del turbogas (e quindi la potenza prodotta dal turbogas) e aumenta inoltre, la potenza prodotta dalla SOFC. Quindi un aumento del rapporto di compressione determina un aumento della potenza totale prodotta dal sistema ibrido considerato. Rispetto al sistema ibrido fuel cell/ciclo a gas inoltre, si ha una minore quantità di calore disperso per merito del recupero del calore impiegato per la produzione del vapore.

Se si effettua un confronto, si ha che il rendimento elettrico del sistema ibrido SOFC/STIG considerato (pari al 66,12%) è maggiore sia del rendimento di un sistema SOFC/TG di uguale taglia, sia del rendimento elettrico di un sistema ibrido SOFC/TG di taglia dell'ordine dei MW studiato dalla Siemens, pari al 58,62% [28].

#### **VANTAGGI DEL SISTEMA IBRIDO FC/STIG:**

- Maggiore semplicità impiantistica rispetto ai cicli combinati;
- Grande versatilità in cogenerazione;
- Rispetto al ciclo a gas semplice, si ha una minore quantità di calore disperso per mezzo della produzione del vapore.

#### **SVANTAGGI DEL SISTEMA IBRIDO FC/STIG:**

- Sistema di trattamento del vapore prima del suo ingresso nella turbina a gas;
- Elevate pressioni di esercizio.

### **3.3.4 INTEGRAZIONE DI UNA FUEL CELL AD ALTA TEMPERATURA CON IL CICLO COMBINATO GAS/VAPORE**

L'integrazione di una HTFC con un ciclo combinato gas/vapore è effettuata secondo la modalità rappresentata in Figura 3.9.

Il "Topping Cycle" (ciclo sovrapposto, funzionante a temperature superiori) è simile al ciclo Brayton-FC (Figura 3.5) tranne che per un'importante caratteristica. Infatti, all'interno del modulo elettrochimico è presente uno scambiatore di calore che è a contatto termico con la cella. Questo scambiatore ha la funzione di mantenere la cella a temperatura costante durante il suo funzionamento, preriscaldano l'aria compressa che lo attraversa prima di entrare nel comparto catodico. I gas esausti dalla cella, dopo essere stati inviati in un combustore ausiliario, espandono in turbina producendo potenza. Il "Bottoming Cycle"

(ciclo sottoposto) è costituito da un ciclo Rankine (Figura 3.10) semplice con un surriscaldamento e generazione di vapore a un solo livello di pressione. Il ciclo sottoposto utilizza il calore scaricato dal “topping cycle” per produrre il vapore che espande nei corpi turbina. Il vantaggio termodinamico del ciclo Rankine consiste nella bassa temperatura del calore di scarto ceduto all'esterno (durante la trasformazione di condensazione) che contribuisce ad incrementare il rendimento del ciclo globale. Il vapore è generato in una caldaia a recupero (HRSG) tramite il calore contenuto nei gas esausti dalla turbina. Ciò che accade nella HRSG è rappresentato dal diagramma T-Q (Figura 3.11).

Nel grafico è riportata la variazione della temperatura dei gas esausti dalla TG e dell'acqua-vapore in funzione del calore trasferito dai gas all'acqua, tra il loro ingresso e un qualsiasi punto della caldaia. L'area compresa tra le due curve rappresenta le irreversibilità dello scambio termico gas-acqua. Al fine di ridurre le perdite che si hanno nel trasferimento del calore, è necessario aumentare la superficie di scambio termico del generatore di vapore. Una soluzione è costituita inoltre, dall'impiego di serbatoi multipressione o dei surriscaldamenti del vapore per ridurre la differenza di temperatura durante il trasferimento del calore.

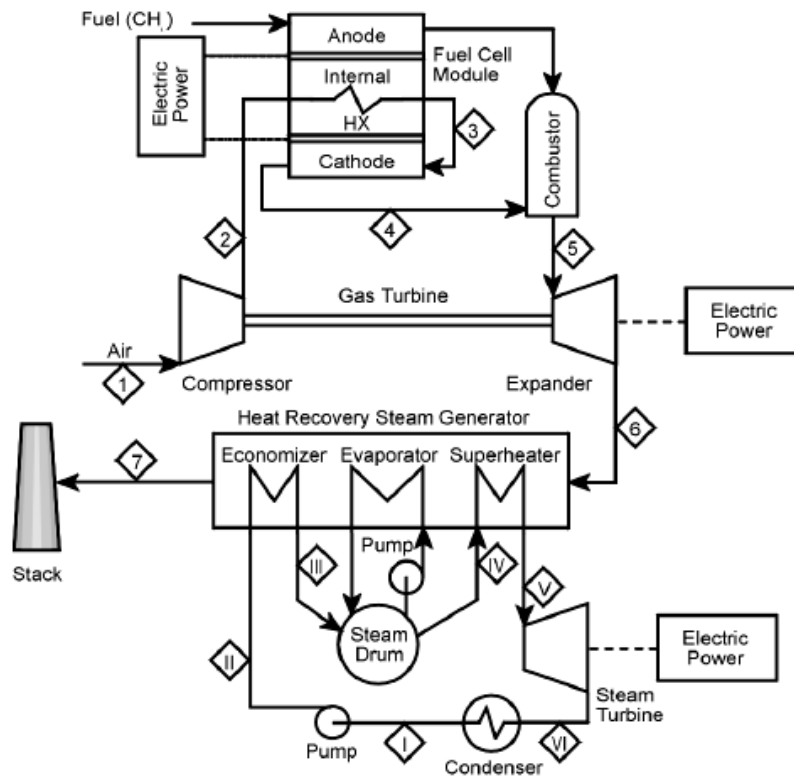


Figura 3.9: Integrazione di una HTFC con un ciclo combinato gas/vapore



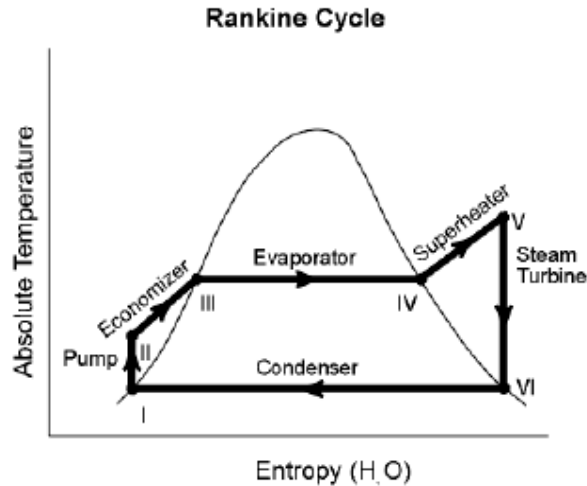


Figura 3.10: Ciclo Rankine nel piano T-S

Assumendo un rendimento del compressore pari all'83%, della turbina a gas dell'89% e un rendimento della turbina a vapore del 90%, un sistema ibrido costituito, ad esempio, da un modulo SOFC (con rendimento del 57%) e da un ciclo combinato gas/vapore può ottenere un rendimento pari al 75% [12].

Un sistema costituito da un modulo MCFC e un ciclo combinato gas/vapore raggiunge un rendimento del 67,4% e del 69,1% nel caso in cui si integra con la fuel cell rispettivamente un ciclo a vapore a un singolo livello o a due livelli [29].

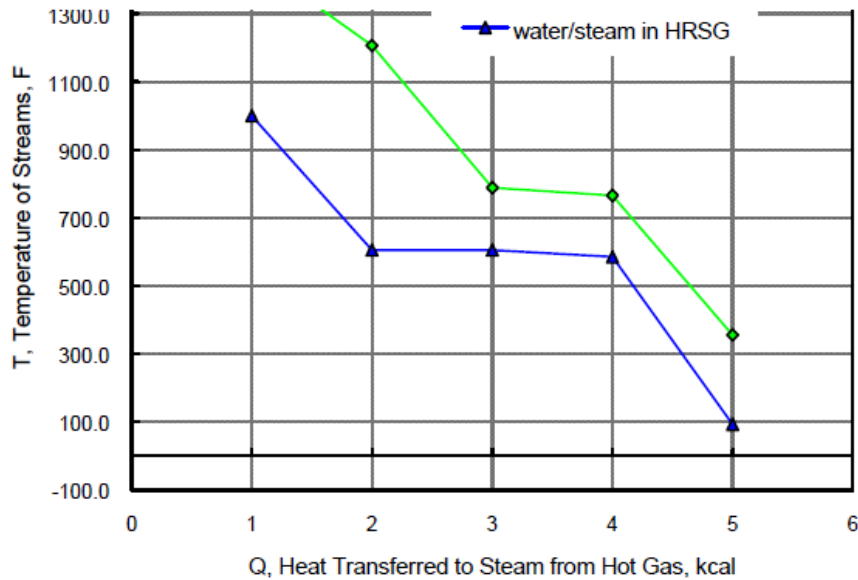


Figura 3.11: Diagramma T-Q del generatore di vapore

Rispetto alle altre tipologie di sistemi ibridi, i sistemi HTFC/ciclo combinato gas-vapore presentano una maggiore complessità impiantistica a fronte di lievi incrementi di rendimento, in modo particolare se confrontati con quelli dei sistemi FC/TG.

#### **VANTAGGI DEI SISTEMI IBRIDI FC/CICLO COMBINATO GAS-VAPORE:**

- Sistema di recupero del calore ad alta efficienza;
- Il sistema di recupero del calore è integrato nell'impianto e si adatta bene al recupero del calore della fuel cell.

#### **SVANTAGGI DEI SISTEMI IBRIDI FC/CICLO COMBINATO GAS-VAPORE:**

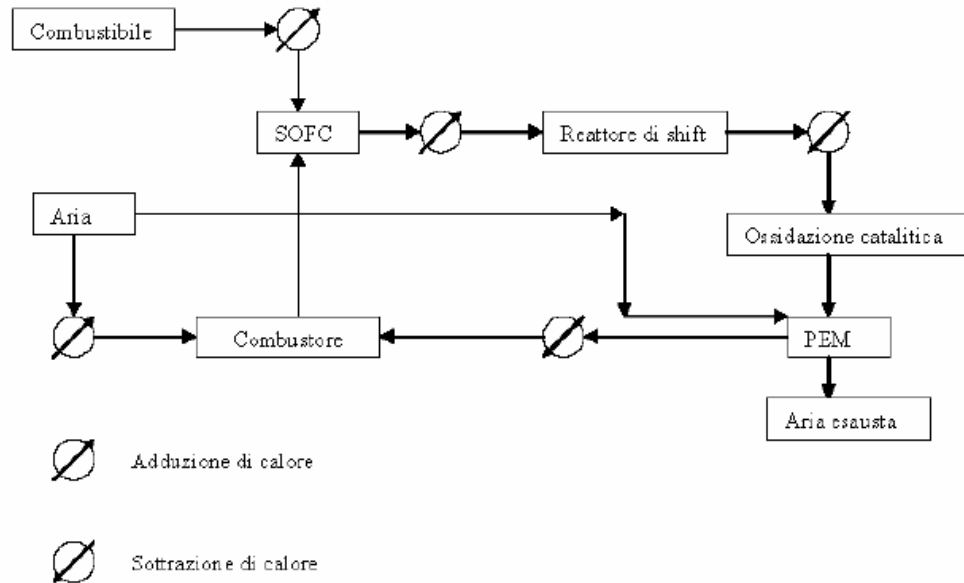
- Complessità di impianto, numero elevato di componenti, sistema per il recupero del calore di grande taglia;
- Elevate pressioni di esercizio;
- Necessità di annullare la differenza di pressione tra il comparto anodico e quello catodico, al fine di evitare il danneggiamento della cella;
- Adattamento di turbine a gas esistenti per l'integrazione con la fuel cell;
- Sistema ad aria compressa per rimuovere il calore dalla cella.

### **3.3.5 INTEGRAZIONE DI UNA FUEL CELL AD ALTA TEMPERATURA CON UNA FUEL CELL A BASSA TEMPERATURA**

Un'altra tipologia di sistema ibrido è quella che si ottiene dalla combinazione di due diversi moduli elettrochimici di fuel cells. Infatti, una cella ad alta temperatura (ad es. una SOFC) e una cella a bassa temperatura (ad esempio una PEFC) possono essere combinate dando origine a un sistema molto efficiente, nel quale i vantaggi propri di ogni tipo di cella sono amplificati dal funzionamento in sinergia.

In questa configurazione di sistema ibrido, la SOFC può lavorare con un basso valore di utilizzazione del combustibile (se  $U_f$  diminuisce, diminuisce la potenza prodotta ma aumenta il rendimento) consentendo comunque di ottenere una potenza sufficientemente elevata per poter alimentare uno stack di piccola taglia. Infatti, in virtù della possibilità delle SOFC di subire un reforming interno, è possibile produrre sia energia elettrica sia un flusso di gas riformato che, dopo essere stato opportunamente trattato, può alimentare una PEFC.

La configurazione del sistema è illustrata in Figura 3.12.



**Figura 3.12:** Configurazione di un sistema ibrido SOFC-PEFC

Il flusso anodico esausto della SOFC è sottoposto a una reazione di shift, seguita da un processo di ossidazione selettiva per rimuovere ogni traccia di monossido di carbonio. In questo stadio il gas è costituito principalmente da  $H_2$ ,  $CO_2$  e vapore e, una volta raffreddato, può essere utilizzato come combustibile dalla PEFC.

L'uso di due diversi tipi di stack per la generazione di potenza, consente di ottenere un rendimento elettrico del sistema ibrido più grande rispetto a quello ottenuto da ogni singolo modulo elettrochimico. Infatti, c'è un'unica introduzione di combustibile nel sistema per mezzo della quale la SOFC produce potenza, mentre la PEFC produce potenza tramite gli esausti della SOFC, opportunamente trattati per soddisfare i requisiti di funzionamento della PEFC.

Il sistema ibrido considerato diventa particolarmente attraente se viene effettuata un'analisi economica. Alcuni calcoli preliminari [27] mostrano che, a causa del relativo basso costo dello stack PEFC, il sistema SOFC/PEFC è più conveniente dal punto di vista dei costi di un singolo sistema SOFC. D'altra parte, il sistema ha un rendimento molto più grande rispetto a un sistema costituito solo dal modulo PEFC alimentato a gas naturale. Infatti, con questa configurazione viene sostituito il fuel processor della PEFC, che è molto costoso, complesso e ingombrante con un modulo SOFC che produce potenza aggiuntiva.

Sulla base di alcuni studi effettuati [27], un sistema di questo tipo da circa 500 kW di potenza elettrica prodotta, ha un rendimento elettrico del 61%.

**VANTAGGI DEI SISTEMI IBRIDI SOFC/PEFC**

- Rendimento elettrico più elevato rispetto a quello ottenuto da ogni singolo modulo elettrochimico;
- Il sistema è più conveniente, dal punto di vista dei costi di un singolo modulo SOFC;
- Il combustibile alimenta solo la SOFC, mentre la PEFC è alimentata dai gas esausti della SOFC.

**SVANTAGGI DEI SISTEMI IBRIDI SOFC/PEMFC:**

- Gli esausti della SOFC devono essere opportunamente trattati prima dell'ingresso nella PEMFC, al fine di soddisfare i requisiti di funzionamento della cella a elettrolita polimerico;
- Se la temperatura e la pressione di funzionamento non variano, per incrementare l'utilizzazione del combustibile, e quindi la potenza prodotta, bisogna aumentare l'area delle celle, con un conseguente incremento dei costi.

**3.3.6 CONFRONTO TRA LE TIPOLOGIE DI SISTEMA IBRIDI ANALIZZATI**

A questo punto è utile effettuare un confronto tra i vantaggi e gli svantaggi riportati da ogni tipologia di sistema ibrido trattato.

Innanzitutto si può osservare (Tabella 3.2) che il sistema FC/TG presenta la maggiore semplicità impiantistica, dovuta soprattutto al minimo numero di componenti di impianto impiegati e al semplice sistema di raffreddamento adottato sia per la cella sia per la turbina a gas. La presenza degli scambiatori di calore gas/gas incide però negativamente sul costo e sugli ingombri dell'impianto.

Nonostante ciò, anche in virtù dell'impiego di turbomacchine relativamente semplici, rispetto agli altri sistemi ibridi analizzati, il sistema FC/TG risulta essere più compatto e meno ingombrante. Questo aspetto rende l'impianto FC/TG particolarmente idoneo ad applicazioni nel settore della generazione di potenza distribuita, anche grazie alle basse emissioni gassose e acustiche riportate.

La natura modulare delle fuel cells e la possibilità di integrare alle celle sia le microturbine a gas sia le turbine a gas di taglia ordinaria, consente la realizzazione di impianti ibridi di taglia da qualche centinaio di kW a oltre il MW fino anche a decine di MW, la cui realizzazione è però prevista nel lungo periodo.

Le altre tipologie di sistema ibrido trattate, ad esclusione dei sistemi SOFC/PEFC, non presentano la stessa flessibilità dei sistemi ibridi FC/TG per la taglia del sistema realizzabile. Infatti, per i sistemi che integrano con le fuel cells il ciclo a vapore, il ciclo STIG e il ciclo combinato, è possibile esclusivamente la realizzazione di impianti di taglia medio-grande.

Il sistema FC/TV ha il valore del rendimento elettrico più basso rispetto agli altri sistemi ibridi considerati. Tra gli aspetti negativi di un impianto FC/TV si riscontra, così come accade anche per gli impianti FC/ciclo STIG e FC/ciclo combinato, la necessità di acqua di alimentazione e di raffreddamento, che vincola la scelta del sito di realizzazione di un impianto FC/TV. Uno dei maggiori vantaggi del sistema FC/TV è costituito dalla possibilità di disporre di quantità di vapore direttamente impiegabile in applicazioni cogenerative e in particolari applicazioni che richiedono l'uso del vapore.

Anche il sistema FC/ciclo STIG presenta una grande versatilità in cogenerazione. Infatti, è possibile prelevare una quantità di vapore prodotto dalla caldaia per essere inviato a un'utenza termica a seconda dell'andamento temporale della richiesta termica o elettrica. Rispetto al ciclo a gas semplice inoltre, per mezzo della produzione di vapore, il sistema FC/ciclo STIG determina una minore quantità di calore disperso. Tra i principali svantaggi riportati da un sistema ibrido FC/ciclo STIG, bisogna annoverare le elevate pressioni di esercizio e la necessità di disporre di un accurato sistema di trattamento del vapore prima del suo ingresso nella turbina a gas.

Per quanto riguarda la tipologia di sistema ibrido che integra il ciclo combinato gas/vapore con le fuel cells, bisogna innanzitutto sottolineare l'estrema complessità impiantistica che lo caratterizza. Questo sistema è infatti costituito da un numero molto elevato di componenti e da un sistema di recupero del calore ad alta efficienza di notevole taglia e ingombro. L'impianto è inoltre caratterizzato da elevate pressioni di esercizio e da un sistema ad aria compressa per rimuovere il calore della cella. Tutti questi aspetti concorrono ad incrementare notevolmente il costo di impianto che, come è noto, per un sistema ibrido che integra un modulo elettrochimico con un motore termico, è già di per sé molto elevato.

Integrare una cella ad alta temperatura, SOFC, con una cella a bassa temperatura, PEFC, dà luogo a una tipologia di sistema ibrido caratterizzata da una serie di benefici. Primo tra tutti un più elevato rendimento elettrico rispetto a quello ottenuto da ogni singolo modulo elettrochimico, nonché una maggiore convenienza economica in confronto a un singolo modulo SOFC.

TIPOLOGIA DI SISTEMA IBRIDO	VANTAGGI	SVANTAGGI
HTFC + CICLO A GAS	<ul style="list-style-type: none"> <li>– semplice configurazione di impianto, minimo numero di componenti;</li> <li>– rapporto di compressione basso, turbomacchine semplici;</li> <li>– pressione di funzionamento della fuel cell relativamente bassa;</li> <li>– TIT relativamente bassa, assenza di sofisticati sistemi di raffreddamento della girante;</li> <li>– efficace conversione del combustibile nella fuel cell;</li> <li>– semplice sistema di raffreddamento della cella;</li> <li>– possibile impiego nei sistemi di generazione di potenza di piccola taglia per la generazione distribuita.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– presenza di scambiatori di calore gas-gas ingombranti e costosi;</li> <li>– necessità di adeguare le turbomacchine alla taglia e alle condizioni di funzionamento della cella;</li> <li>– il rendimento e il lavoro in output del sistema dipendono dal rendimento della cella, delle turbomacchine oltre che dalle perdite di pressione e dalle differenze di temperatura.</li> </ul>
HTFC + CICLO A VAPORE	<ul style="list-style-type: none"> <li>– funzionamento della cella a pressione atmosferica o di poco superiore;</li> <li>– assenza di costosi scambiatori di calore gas-gas ad alta temperatura;</li> <li>– produzione di vapore disponibile per applicazioni cogenerative.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– rendimento elettrico più basso rispetto ai sistemi HTFC + TG e HTFC + ciclo combinato;</li> <li>– necessità di acqua di alimentazione e di raffreddamento;</li> <li>– maggiore complessità impiantistica rispetto al ciclo Brayton rigenerativo;</li> <li>– in alcuni casi è necessario impiegare più unità HTFC con una TV;</li> <li>– sistemi di taglia medio-grande.</li> </ul>
HTFC + CICLO STIG	<ul style="list-style-type: none"> <li>– maggiore semplicità impiantistica rispetto ai cicli combinati;</li> <li>– grande versatilità in cogenerazione;</li> <li>– minore quantità di calore disperso, rispetto al ciclo a gas semplice.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– elevate pressioni di esercizio;</li> <li>– sistema di trattamento del vapore prima del suo ingresso nella turbina a gas;</li> <li>– sistemi di taglia medio-grande.</li> </ul>
HTFC + CICLO COMBINATO	<ul style="list-style-type: none"> <li>– sistema di recupero del calore ad alta efficienza;</li> <li>– il sistema di recupero del calore è integrato nell'impianto e si adatta bene al recupero del calore della fuel cell.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– complessità di impianto, numero elevato di componenti, sistema per il recupero del calore di grande taglia;</li> <li>– elevate pressioni di esercizio;</li> <li>– sistema ad aria compressa per rimuovere il calore dalla cella;</li> <li>– necessità di adattare le turbine a gas attuali per l'integrazione con la FC;</li> <li>– sistemi di taglia medio-grande.</li> </ul>
HTFC + LTFC	<ul style="list-style-type: none"> <li>– rendimento elettrico più elevato rispetto a quello ottenuto da ogni singolo modulo elettrochimico;</li> <li>– dal punto di vista dei costi, il sistema è più conveniente di un singolo modulo SOFC;</li> <li>– il combustibile alimenta solo la SOFC, mentre la PEMFC è alimentata dai gas esausti dalla SOFC;</li> <li>– possibile impiego nei sistemi di generazione di potenza di piccola taglia.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– gli esausti della SOFC devono essere opportunamente trattati prima dell'ingresso nella PEMFC;</li> <li>– se la temperatura e la pressione di funzionamento non variano, per incrementare l'utilizzazione del combustibile, e quindi la potenza prodotta, bisogna aumentare l'area delle celle, con un conseguente incremento dei costi.</li> </ul>

*Tabella 3.2: Vantaggi e svantaggi delle varie tipologie di sistema ibrido*

Questo tipo di sistema ibrido, grazie alla modularità delle fuel cells, può essere impiegato nella generazione di potenza di piccola taglia e nel lungo periodo, anche nella generazione di potenza di grande taglia. Un importante svantaggio del sistema SOFC/PEFC consiste nella necessità di dover trattare opportunamente i gas esausti dalla cella a ossidi solidi prima del loro ingresso nella cella a elettrolita polimerico. Ciò implica l'introduzione di reattori di shift converter e di ossidazione catalitica per ridurre la quantità di CO al di sotto del valore massimo tollerato dalla cella. Questi componenti di impianto aggiuntivi, solitamente non presenti in un sistema ibrido poiché le HTFC possono utilizzare il monossido di carbonio come combustibile, incidono negativamente sul costo e sull'ingombro dell'impianto.

### **3.4 IMPIANTI IBRIDI FUEL CELL/TURBINA A GAS**

In vista degli obiettivi del presente lavoro di tesi, è ora opportuno focalizzare l'attenzione sui sistemi ibridi FC/TG. Infatti, i sistemi ibridi FC/TG risultano essere particolarmente idonei all'impiego nella generazione distribuita di potenza. In particolare, gli impianti FC/TG possono soddisfare utenze come ospedali, piccole industrie, hotels, centri commerciali, grossi centri residenziali, ecc., potendo essere impiegati anche in assetto cogenerativo e trigenerativo. A tal proposito, è utile effettuare una precisazione.

Essendo il rendimento elettrico di questi impianti molto elevato, un impianto FC/TG da luogo inevitabilmente a un rapporto energia elettrica/calore cogenerato anche maggiore di 2,5÷3:1. Ciò comporta la necessità di affiancare al sistema una caldaia ausiliaria o altre macchine, quali ad esempio pompe di calore, che sfruttino una parte dell'energia elettrica eventualmente eccedente.

Tra tutte le tipologie di sistemi ibridi trattate inoltre, i sistemi FC/TG sono, allo stato attuale, gli unici a essere in fase prototipale e di sperimentazione avanzata, essendo la commercializzazione prevista intorno all'anno 2015, quando questa tecnologia potrà divenire competitiva con le tecnologie convenzionali.

Nell'ambito della ricerca di innovative tecnologie per i sistemi di generazione di potenza stazionaria i sistemi ibridi infatti, in particolar modo quelli costituiti da fuel cells e turbine a gas, occupano un ruolo di centralità, soprattutto per merito degli elevati rendimenti raggiungibili e della relativa semplicità impiantistica. Ciò è dovuto principalmente al fatto che i sistemi ibridi FC/TG coniugano due aspetti molto importanti: da una parte, il processo di combustione ordinario (che costituisce per la maggior parte degli impianti convenzionali la principale sede di irreversibilità) è sostituito da un più

efficace processo di ossidazione elettrochimica; dall'altra, il calore ad elevata temperatura scaricato dalla fuel cell non è dissipato, ma impiegato nella turbina per produrre un'ulteriore aliquota di potenza, oltre a quella prodotta dalla cella.

Allo stato attuale, tra tutte le tecnologie di generazione di potenza stazionaria esistenti, quella dei cicli combinati gas-vapore alimentati a gas naturale è la tecnologia che raggiunge il più alto valore del rendimento elettrico. Infatti, con il valore di TIT pari a 1430 °C e con un rapporto di compressione uguale a 21, una moderna centrale termoelettrica a ciclo combinato raggiunge un valore di rendimento elettrico del 58%. La tendenza corrente è quella di oltrepassare questo valore massimo di rendimento, esplorando delle soluzioni che possano ulteriormente migliorare la tecnologia. Sulla base di alcuni studi effettuati [30], con la finalità di esaminare l'influenza sul rendimento di possibili trend evolutivi per i cicli combinati, è risultato che i miglioramenti ottenibili non consentono di innalzare di molto la soglia del 58%. In particolare, tra le soluzioni attuabili è stata studiata la possibilità di incrementare la temperatura di ingresso turbina, di adottare tecnologie di raffreddamento più avanzate rispetto a quelle convenzionali, e di impiegare la combustione sequenziale. Le conclusioni a cui si è pervenuti possono essere sintetizzate nei seguenti punti:

- il semplice aumento della TIT conduce a un modesto incremento del rendimento elettrico. Infatti, ipotizzando un valore di TIT pari a 1500 °C (ottenibile ponendo nel circuito di raffreddamento, a valle del compressore, uno scambiatore che diminuisca la temperatura dell'aria prima che sia immessa nelle parti calde da raffreddare) si può ottenere un rendimento del 59%;
- introducendo la combustione sequenziale, ovvero l'adozione di uno stadio di combustione intermedio durante l'espansione, si arriva a un rendimento del 59% per valori di TIT non troppo spinti (1350 °C), anche se i vantaggi di questa soluzione tendono ad annullarsi all'aumentare della TIT;
- impiegando delle tecnologie di raffreddamento più avanzate (come ad esempio i circuiti di raffreddamento in ciclo chiuso con vapore di media pressione o una soluzione mista vapore-aria), con gli attuali valori di TIT, si può ottenere un rendimento del 60%.

E' evidente quindi che, pur introducendo dei miglioramenti nella tecnologia, l'aumento del rendimento elettrico conseguibile non risulta essere molto significativo rispetto al valore attualmente riportato. Ciò è dovuto principalmente a un limite intrinseco del ciclo combinato. Infatti, sulla base di un'analisi di secondo principio, risulta che nel



ciclo combinato Brayton-Rankine la più consistente sede di irreversibilità si può individuare nel processo di combustione, ed è uguale al 25-26% [30]. Questa notevole perdita può essere ridotta sostituendo al processo di combustione interna del ciclo Brayton, un più efficace processo di ossidazione del combustibile. Tra tutte le possibili alternative è emerso [30] che il processo di ossidazione elettrochimica del combustibile, è quello che consente di ridurre maggiormente le perdite di questa fase del ciclo. Pertanto la combinazione di un ciclo di turbina a gas con una fuel cell ad alta temperatura rappresenta la più valida strategia futura per oltrepassare la soglia di rendimento del 58%, e compiere così un passo decisivo verso rendimenti dell'ordine di oltre il 70%.

Se la ricerca converge verso la tecnologia dei cicli ibridi, tra tutti i tipi di cicli ibridi visti precedentemente, i sistemi che integrano le fuel cells con le turbine a gas sono quelli maggiormente convenienti. Ciò è dovuto principalmente ai seguenti aspetti:

- migliori prestazioni, minore complessità impiantistica e costo di investimento relativamente contenuto;
- buon rendimento del ciclo con conseguente riduzione dell'impatto ambientale;
- l'impianto ibrido FC/TG è estremamente compatto, aspetto che lo rende idoneo alle applicazioni in generazione di potenza distribuita sul territorio;
- con questi sistemi si possono realizzare impianti di piccola taglia (utilizzando le  $\mu$ TG) per soddisfare anche le utenze residenziali e le utenze del settore terziario, in linea con il principio della generazione distribuita.

### **3.5 GENERALITA' SULLE POSSIBILI CONFIGURAZIONI DI IMPIANTO FC/TG**

Come accade per la maggior parte dei sistemi che si ottengono integrando due tecnologie diverse tra loro, esistono varie modalità con le quali può essere progettato un sistema ibrido, e ciò implica l'esistenza di molte configurazioni di impianto realizzabili.

Al fine di offrire una panoramica della innovativa tecnologia degli impianti ibridi, nei paragrafi successivi saranno esposte alcune configurazioni di impianto più rappresentative dei sistemi ibridi costituiti da una fuel cell ad alta temperatura e da una turbina a gas (di piccola o media potenza a seconda della taglia dell'impianto), realizzati dalle principali case produttrici di fuel cells o dai più importanti centri di ricerca nazionali e internazionali. Saranno presentate le caratteristiche più importanti e le peculiarità impiantistiche di ogni tipologia di impianto.

Il layout impiantistico di un sistema ibrido varia a seconda della taglia e del tipo di applicazione cui l'impianto è destinato.

Nel caso di sistemi di piccola dimensione (taglia minore di 1 MW) impiegati soprattutto nella generazione di potenza distribuita, è più frequente l'impiego di un ciclo a gas rigenerativo piuttosto che di un ciclo a gas semplice. In questo caso l'integrazione tra la fuel cell e la microturbina a gas avviene tramite degli scambiatori rigenerativi che preriscaldano i reagenti della cella recuperando il calore contenuto nei gas di output della turbina. Il modulo elettrochimico fuel cell è spesso situato al posto dell'ordinario combustore del turbogas. I gas esausti dalla cella, che si trovano ad elevata temperatura, sono inviati in turbina dove espandono producendo potenza elettrica. Generalmente, nella maggior parte delle configurazioni impiantistiche il rapporto  $P_{e,FC}/P_{e,TG}$  è maggiore di 1. La cella a combustibile produce una potenza elettrica molto più grande (in alcuni casi anche di 10 volte) della potenza prodotta dalla turbina con la quale è integrata.

In alcune tipologie impiantistiche è possibile anche riscontrare la presenza di una post-combustione effettuata a valle della fuel cell con lo scopo di innalzare la temperatura di ingresso turbina, e migliorare così il rendimento del ciclo a gas. Tuttavia, non è improbabile riscontrare il caso in cui una post-combustione è effettuata a valle della turbina a gas. In questo tipo di layout, tramite la post-combustione viene aumentata la temperatura dei gas di scarico dell'impianto, che possono essere utilizzati per produrre vapore da impiegare in utenze cogenerative e trigenerative. Infine, il post-combustore può anche fornire il calore necessario al processo di reforming nel caso in cui il combustibile è riformato esternamente alla cella.

Per quanto riguarda i sistemi di taglia più grande (di alcune decine di MW), la cui realizzazione è però prevista nel medio-lungo periodo, le differenze impiantistiche riguardano prevalentemente l'impiego di turbomacchine più grandi e più raffinate (per esempio turbine e compressori assiali allo stato dell'arte) e variazioni effettuate nel ciclo a gas e nel modulo elettrochimico. Le modifiche che possono essere apportate sono:

- impiego di un ciclo a gas con compressione interrefrigerata, ovvero la compressione è suddivisa in due stadi con un raffreddamento intermedio;
- impiego di un ciclo a gas con interriscaldamento, ovvero l'espansione è suddivisa in due stadi con un riscaldamento intermedio. Tale soluzione prevede l'impiego di due sistemi a celle a combustibile separati, con il primo funzionante a pressione maggiore del secondo;

- impiego di più moduli di celle a combustibile in serie o di celle del tipo multistadio (ad esempio “staged SOFC”), ovvero unità successive poste in serie sul flusso dei reagenti. Questa configurazione consente di innalzare il fattore di utilizzazione del combustibile (e quindi la potenza prodotta dal modulo elettrochimico) mantenendo condizioni operative ottimizzate sulle singole unità.

Il rendimento che potranno raggiungere gli impianti di taglia più grande è pari a oltre il 75%.

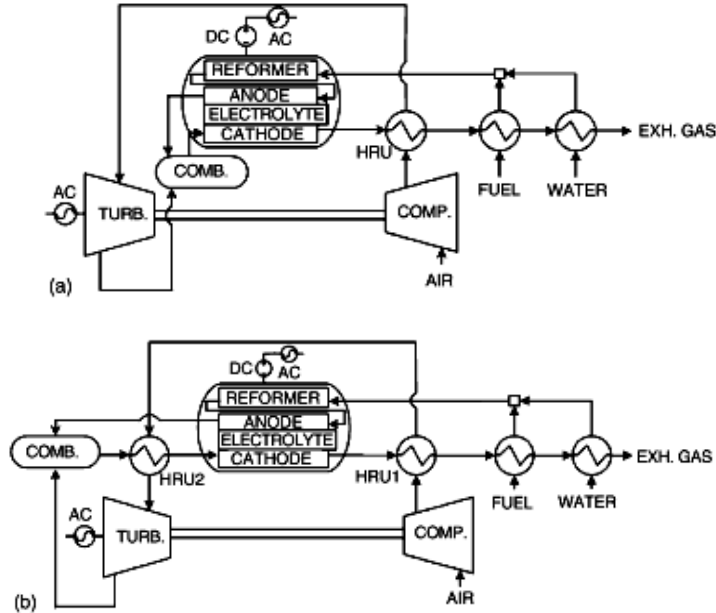
### **3.6 IMPIANTI IBRIDI MCFC/MTG**

#### **3.6.1 IMPIANTO CON CELLA A PRESSIONE ATMOSFERICA “INDIRECTLY FIRED SYSTEM”**

L’impianto del tipo “indirectly fired system” è un sistema MCFC/TG funzionante a pressione ambiente dove l’alta temperatura di ingresso turbina non è raggiunta tramite un’usuale combustione, ma attraverso un riscaldamento (Figura 3.13). Ciò significa che la turbina espande l’aria compressa e riscaldata, invece dei gas combusti, come accade nelle ordinarie turbine a gas. Il combustore è presente, ma si trova a valle della turbina. Nel combustore viene inviata l’aria espansa insieme all’esausto anodico, contenente anche del combustibile non reagito (oltre a vapor d’acqua, anidride carbonica, ecc.). L’output del combustore, che si trova alla temperatura di funzionamento di cella, è inviato al comparto catodico, dove avviene la reazione elettrochimica di formazione dello ione carbonato impiegato nella reazione anodica.

L’esausto catodico (costituito da aria in eccesso,  $CO_2$ , ecc.) è inviato in una serie di scambiatori di calore, l’unità di recupero termico. In particolare, il primo scambiatore serve per riscaldare l’aria in ingresso alla turbina e ha un’efficienza del 78%. Il secondo e il terzo riscaldano rispettivamente il combustibile e l’acqua in ingresso, successivamente miscelati e inviati al reformer. Anche questi due scambiatori hanno un’efficienza del 78%. Nella Figura 3.13, il layout b) differisce dal layout a) per la presenza di un altro scambiatore di calore ( $HRU_2$ ), nel quale l’aria da inviare in turbina viene ulteriormente riscaldata tramite il flusso degli esausti dal combustore. Questo scambiatore ha un’efficienza più elevata, pari all’89%.

Nel modello impiantistico trattato [25], la MCFC effettua il reforming interno, che consente al sistema di raggiungere dei rendimenti molto più elevati rispetto al caso in cui si opta per il reformer esterno.



**Figura 3.13:** Possibili configurazioni di un impianto ibrido MCFC/TG “indirectly fired system”

Il vapore richiesto al processo di reforming è fornito dall'esterno, mentre il calore necessario per sostenere la reazione di steam reforming, può essere fornito direttamente dalle reazioni elettrochimiche che avvengono nella cella, sfruttando lo stretto contatto termico tra stack e reformer. Le reazioni di reforming avvengono con un rapporto SCR pari a 2,5. La MCFC considerata è caratterizzata da una temperatura di funzionamento di 650 °C, un voltaggio di cella prodotto pari a 0,8 V e un'utilizzazione del combustibile del 78%.

La turbina impiegata in questo sistema ibrido è una turbina a gas di piccola taglia ( $P_e \leq 500 \text{ kW}$ ), detta anche “Micro Turbina a Gas” (MTG). La MTG ha un rapporto di compressione  $\beta$  compreso tra 3 e 4 e un valore della TIT pari a 600 °C per il layout a), pari a 700 °C per il layout b).

Per la configurazione “indirectly fired system”, la TIT dipende dal valore di  $\beta$ . In particolare, per il layout a) la TIT aumenta se  $\beta$  aumenta. Ciò è dovuto al fatto che in questa tipologia impiantistica, la temperatura di uscita del compressore influenza direttamente la temperatura di ingresso turbina. Infatti, un aumento di  $\beta$  causa un aumento della temperatura di uscita del compressore, che a sua volta determina un aumento della temperatura di ingresso turbina. Nel layout b) invece, un aumento del rapporto di compressione determina una diminuzione della TIT. Ciò accade perché un valore di  $\beta$  più grande causa una diminuzione della temperatura di ingresso allo scambiatore di calore

( $HRU_2$ ), abbassando il valore della temperatura del flusso dei gas in ingresso alla turbina. La TIT del layout a) è più bassa rispetto a quella del layout b), perché il flusso è riscaldato da un solo scambiatore di calore. In ogni caso, il valore della temperatura di ingresso turbina è basso per entrambe le configurazioni e da ciò consegue anche un basso valore di potenza prodotta. Infatti, è stato stimato [25] che, in un impianto funzionante secondo la configurazione a), la turbina genera una potenza pari a 50÷60 kW, mentre in un impianto funzionante secondo la configurazione b) la potenza della turbina risulta essere pari a 80 kW. Tuttavia, per entrambi i tipi di layout, la potenza prodotta dalla fuel cell è di gran lunga superiore rispetto a quella prodotta dalla turbina. Nel caso dello schema a), la cella produce una potenza che è uguale a 8÷9 volte quella generata dalla turbina, invece, nel caso dello schema b) la potenza resa dalla cella è 6÷7 quella della turbina. Da ciò si conclude che, la potenza prodotta complessivamente dall'impianto ibrido è uguale a 550 kW per la configurazione a), e a 600 kW per la configurazione b).

Per i sistemi “indirectly fired”, anche il rendimento dell'impianto dipende dal rapporto di compressione della turbina. In particolare,  $\eta_{HS}$  ha un andamento parabolico in funzione di  $\beta$ , raggiungendo un valore massimo per un  $\beta$  compreso tra 3 e 4, che è pari al 63% per la configurazione a) e al 65% per la configurazione b).

I sistemi “indirectly fired” non si prestano affatto ad essere accoppiati con le turbine a gas più avanzate, e caratterizzate da campi di potenza maggiori rispetto a quelli ricoperti dalle microturbine a gas. Ciò è dovuto principalmente alla forte dipendenza dei parametri di impianto (potenza e rendimento) dal rapporto di compressione  $\beta$ , nonché dal fatto che i valori massimi di potenza e di rendimento si ottengono per valori di  $\beta$  molto più bassi rispetto a quelli che caratterizzano le più avanzate turbine a gas.

Le caratteristiche dell'impianto trattato sono sintetizzate nella Tabella 3.3.

	Layout a)	Layout b)
<b>POTENZA TG</b>	55 kW	80 kW
<b>POTENZA FC</b>	495 kW	520 kW
<b>POTENZA HS</b>	550 kW	600 kW
<b>RENDIMENTO HS</b>	63%	65%

**Tabella 3.3:** Parametri tecnici dell'impianto “indirectly fired” per un  $\beta= 3,5$

### 3.6.2 IMPIANTO CON CELLA PRESSURIZZATA “DIRECTLY FIRED SYSTEM”

Un sistema ibrido MCFC/TG “directly fired” (Figura 3.14) è un sistema pressurizzato dove, a differenza delle configurazioni “indirectly fired”, l’elevato valore della TIT è raggiunto tramite una combustione, come accade in un ordinario ciclo a gas [25].

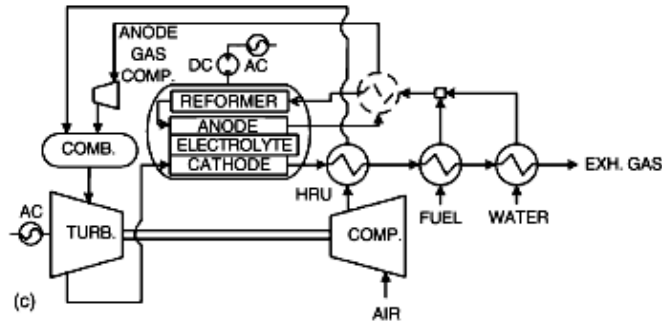


Figura 3.14: Possibile configurazione di un impianto MCFC/TG “directly fired system”

Il combustore è posto a monte della turbina a gas. In esso è inviato un flusso di aria compressa dal compressore del turbogas e preriscaldata da uno scambiatore di calore (HRU), insieme al flusso dei gas in output dal comparto anodico della cella, compresso tramite un apposito compressore. Il compressore del gas anodico ha la funzione di comprimere i gas in uscita dall’anodo fino alla pressione di funzionamento del combustore. Nella fabbricazione di questo compressore potrebbero insorgere alcuni problemi relativi alle elevate temperature di esercizio. Infatti, in esso entra un flusso gassoso ad elevata temperatura: i gas anodici esausti si trovano alla temperatura di funzionamento della cella. Per porre rimedio a questo problema è stato ideato un sistema di raffreddamento del flusso anodico in output. I gas in uscita dal comparto anodico non sono inviati direttamente al compressore, ma vengono prima raffreddati in uno scambiatore di calore rigenerativo, rappresentato in Figura 3.14 tramite le linee tratteggiate. Nello scambiatore di calore entra il flusso anodico esausto, e in controcorrente è percorso dalla miscela di vapore e combustibile diretta al reformer. Questa miscela si trova ancora a una temperatura sufficientemente più bassa rispetto a quella dei gas anodici, che si raffreddano riscaldando ulteriormente la miscela prima dell’ingresso nel reformer. Per i sistemi del tipo “directly fired” sono realizzabili entrambe le configurazioni: la configurazione base, denominata

“layout  $C_1$ ”, priva dello scambiatore di calore che raffredda l’esausto anodico, e la configurazione che include lo scambiatore di calore rigenerativo, denominata “layout  $C_2$ ”.

La cella impiegata in questo sistema è una MCFC che realizza il reforming interno. La temperatura di funzionamento della cella è 650 °C, il voltaggio prodotto è pari a 0,8 V e il valore dell’utilizzazione del combustibile è del 78%.

Come accade per i sistemi “indirectly fired”, anche per quelli “directly fired” il valore della TIT dipende dal rapporto di compressione della turbina. Nello specifico la TIT aumenta all’aumentare di  $\beta$ . Per un valore di  $\beta$  uguale a 3,5 (valore tipico per una MTG) nel layout  $C_1$  la TIT è uguale a 850 °C, mentre nel layout  $C_2$  la TIT è uguale 800 °C. Se  $\beta$  è pari a 8 (valore tipico di una turbina a gas di taglia più elevata), la TIT è uguale a 1000 °C per il layout  $C_1$  e a 950 °C per il layout  $C_2$ . E’ stato dimostrato [25] che per ogni valore di  $\beta$ , la configurazione  $C_1$  ha una TIT sempre più grande rispetto al valore della TIT riportato dalla configurazione  $C_2$ . Ciò è dovuto al fatto che la temperatura di uscita del compressore dei gas anodici è più basso nella configurazione  $C_2$ .

I sistemi ibridi “directly fired” hanno una TIT più alta, rispetto ai sistemi “indirectly fired”, a causa del riscaldamento diretto (combustione) dei gas prima di essere inviati in turbina.

La potenza erogata dalla turbina a gas aumenta all’aumentare del rapporto di compressione. Ad esempio, per un  $\beta=3,5$  si ha una potenza di 90 kW (layout  $C_1$ ) e una potenza di 100 kW (layout  $C_2$ ), mentre per un  $\beta=8$  la turbina genera una potenza di 120 kW (layout  $C_1$ ) e una potenza di 140 kW (layout  $C_2$ ). Si può notare che nel caso della configurazione  $C_2$ , nonostante la TIT sia minore, la turbina produce, per ogni valore di  $\beta$ , una potenza lievemente più alta rispetto a quella prodotta nella configurazione  $C_1$ . Infatti, la pratica del raffreddamento dei gas anodici esausti riduce il consumo di potenza assorbita dal compressore, consentendo di ottenere una maggiore potenza in output dalla turbina.

Il modulo elettrochimico del sistema ibrido produce una potenza che, eccetto per bassissimi valori del rapporto di compressione, si può considerare approssimativamente uguale a 6 volte la potenza prodotta dalla turbina a gas, a prescindere dal tipo di configurazione scelta.

Per quanto riguarda la potenza generata dall’impianto ibrido, il suo valore è pari a 640 kW (layout  $C_1$ ) e 660 kW (layout  $C_2$ ) per un basso valore del rapporto di compressione ( $\beta=3,5$ ), invece per un  $\beta=8$ , la potenza generata dall’impianto è pari a 900 kW (layout  $C_1$ ) e 950 kW (layout  $C_2$ ). Per bassi valori di  $\beta$  (2÷4,5) non c’è una sostanziale differenza tra la

potenza prodotta dai sistemi ibridi “indirectly fired” e quella prodotta dai sistemi “directly fired”. Questa differenza invece diventa più notevole all’aumentare di  $\beta$ , facendo registrare, per i valori di  $\beta$  più alti, una significativa aliquota di potenza in più prodotta dai sistemi “directly fired”. Per elevati valori del rapporto di compressione infatti, la potenza prodotta dalla turbina a gas in un sistema “directly fired” è significativamente più alta rispetto a quella che la turbina a gas produce in un sistema “indirectly fired”, andando a incrementare la potenza complessiva generata dall’impianto. Se si accoppia il modulo elettrochimico con turbine di grande taglia, e quindi caratterizzate da rapporti di compressione più elevati, è possibile ottenere dei sistemi ibridi che generano potenze anche dell’ordine dei MW.

Gli impianti realizzati secondo la configurazione “directly fired” raggiungono un rendimento superiore rispetto agli impianti “indirectly fired”. Il rendimento di questo tipo di sistema ibrido si attesta intorno al 66% (configurazione  $C_1$ ) e al 67% (configurazione  $C_2$ ). Il rendimento non dipende dal valore del rapporto di compressione, cosicché il  $\beta$  della turbina a gas può essere scelto in un più vasto range. Questa caratteristica conferisce al sistema trattato una maggiore flessibilità, nonché la possibilità di raggiungere taglie molto più elevate di quelle sopra viste. E’ possibile infatti, un agevole accoppiamento del modulo elettrochimico con turbine di taglia maggiore (dell’ordine dei MW) rispetto a quella delle MTG, potendo così realizzare dei sistemi ibridi di qualche decina di MW o più.

La Tabella 3.4 riporta i valori delle prestazioni dell’impianto ibrido trattato per un valore ottimo del rapporto di compressione, pari a 5 [25].

### **3.7 IMPIANTI IBRIDI SOFC/MTG**

In linea di principio, grazie alla natura modulare delle fuel cells, è possibile realizzare dei sistemi a celle a combustibile di taglia molto elevata. Questi sistemi potrebbero essere integrati con grandi turbine a gas industriali, e dare origine a impianti di potenza stazionaria di grande taglia, paragonabile a quella delle odierne centrali. Tuttavia allo stato attuale, gli impianti reali non superano la soglia del MW (o di pochi MW) a causa di numerosi problemi legati ai costi e ad aspetti tecnici, come ad esempio il manifolding degli impianti.

In particolare, per le celle ad ossidi solidi i problemi tecnici (limiti strutturali e notevoli stress termomeccanici) condizionano fortemente la durata della cella, limitando la possibilità di realizzare sistema di grossa taglia.



	Layout $C_1$	Layout $C_2$
<b>POTENZA TG</b>	110 kW	125 kW
<b>POTENZA FC</b>	640 kW	675 kW
<b>POTENZA HS</b>	750 kW	800 kW
<b>RENDIMENTO HS</b>	66%	67%

**Tabella 3.4:** Parametri tecnici dell'impianto "directly fired" per un  $\beta= 5$

Ad esempio, la corretta gestione dell'aria entrante nel comparto catodico durante il transitorio del sistema, costituisce un aspetto molto importante al fine di evitare di compromettere la funzionalità del sistema stesso. Infatti, ogni improvvisa riduzione di carico sulla fuel cell potrebbe richiedere una corrispondente riduzione del flusso di aria di raffreddamento per evitare un "over-cooling" della cella, che potrebbe causare delle fratture nei componenti ceramici dello stack. A causa dei limiti tecnici esistenti, la sperimentazione sui sistemi ibridi SOFC/TG riguarda prevalentemente sistemi di piccola taglia realizzati integrando il modulo SOFC con MTG.

Il sistema ibrido raffigurato in modo semplificato nella Figura 3.15, rappresenta la tipologia impiantistica più frequentemente adottata nella generazione di potenza distribuita, e può pertanto essere considerato come schema di riferimento per tutti gli impianti ibridi FC/TG di piccola taglia ( $P_e < 500 \text{ kW}$ ). L'impianto è sostanzialmente un ciclo di turbina a gas recuperativo, dove il combustore è sostituito dalla fuel cell che è alimentata da aria pressurizzata dal compressore e preriscaldata dal recuperatore, e da gas naturale desolfurato, pressurizzato e preriscaldato. I reagenti in ingresso alla fuel cell sono infatti preriscaldati in un rigeneratore di rendimento superiore al 90%, tramite i gas di scarico in uscita dalla turbina a gas. I gas esausti della fuel cell sono inviati a un combustore posto prima della turbina, e successivamente vengono fatti espandere in turbina. Nello schema è presente anche un combustore ausiliario che si trova a monte del sistema fuel cell, e che ha lo scopo di riscaldare la cella nella fase di accensione. Il sistema rappresentato è un impianto pressurizzato che può essere realizzato con un modulo SOFC e da una MTG. Le microturbine a gas impiegate in questa tipologia impiantistica sono generalmente costituite da turbomacchine di tipo radiale, con un rapporto di compressione  $\beta$  compreso tra 3,5 e 4 e una temperatura di ingresso turbina prossima a 900 °C.

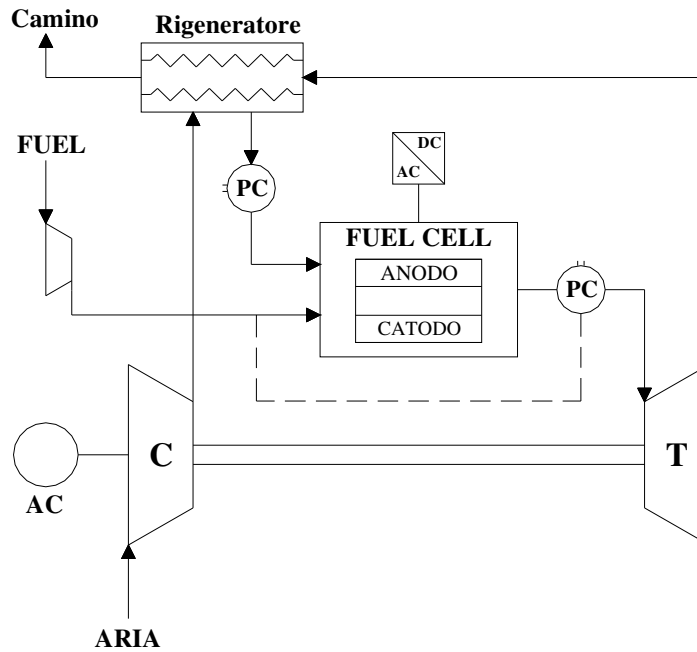


Figura 3.15: Impianto SOFC/TG da 300 kW

Nonostante la piccola taglia dell'impianto e la configurazione impiantistica piuttosto semplice, le prestazioni di questo ciclo si presentano assai elevate: infatti questi cicli ibridi possono raggiungere un rendimento elettrico prossimo al 60÷65% per potenze elettriche totali prodotte di 300 kW (o anche maggiori) generate con un rapporto di 4:1 rispettivamente della SOFC e della turbina a gas. I gas di scarico inoltre, lasciano l'impianto a temperature assai elevate, dando la possibilità di effettuare un efficace recupero termico per cogenerazione e portando il rendimento complessivo a quasi l'80%. Un ulteriore vantaggio di un impianto di questo genere è costituito dalle scarse emissioni inquinanti prodotte, con la pratica eliminazione delle emissioni di  $NO_x$  e  $CO$ , oltre a un buon funzionamento a carichi parziali, dovuto alla presenza stessa della cella a combustibile. Un impianto che presenta le caratteristiche esposte è ad esempio, un sistema integrato realizzato con una cella a combustibile pressurizzata a ossidi solidi della Siemens Westinghouse da 250 kW e una microturbina a doppio asse della Ingersoll-Rand Energy System da 70 kW, per una potenza totale prodotta di 320 kW (Figura 3.16) [31].

Il modulo SOFC comprende una cella a combustibile costituita da 1728 celle elementari, contenuta in un cilindro orizzontale in pressione. Il modulo SOFC ha un'utilizzazione del combustibile pari all'85%, e produce potenza elettrica in corrente continua e calore, la corrente continua viene successivamente convertita in corrente alternata in un sistema ad inverter detto "condizionatore di potenza".

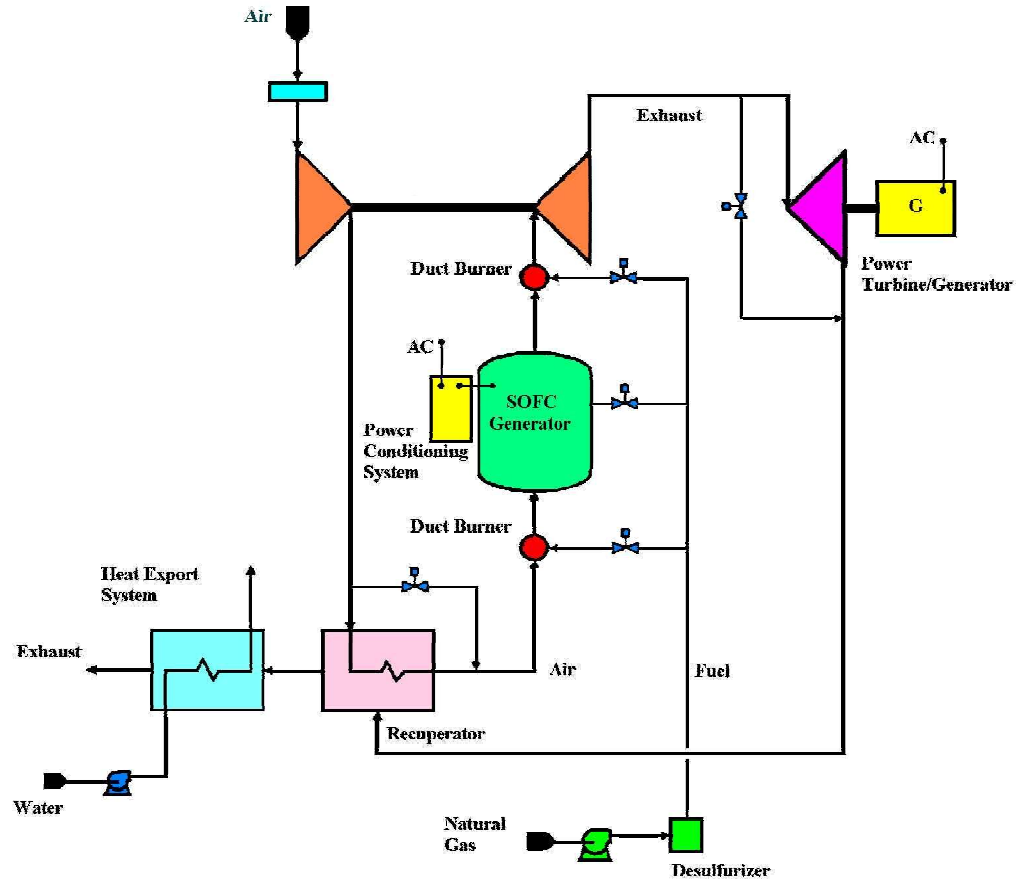


Figura 3.16: Schema dell'impianto SOFC/MTG da 320 kW [31]

La fuel cell è alimentata da due flussi: quello dell'aria e quello del combustibile. L'aria è compressa fino a una pressione di circa 4 bar dal compressore del turbogruppo. Il combustibile, proveniente dalla rete di alimentazione ad una pressione di circa 3 bar, è compresso in un turbocompressore ad esso dedicato fino a 11 bar e sottoposto a un processo di desolforizzazione prima di giungere al gruppo SOFC. Lo scarico del modulo elettrochimico è costituito da un flusso di gas incandescenti alla pressione di 3,3 bar e alla temperatura di 900°C. Questi gas vengono convogliati nella turbina connessa a un generatore, nella quale espandono fino a una pressione di poco superiore a 1 bar per una temperatura di circa 660 °C. La MTG a gas è una macchina a doppio albero che ha la funzione di convertire l'entalpia allo scarico della fuel cell in potenza all'albero, in modo da azionare il compressore che fornisce un flusso costante di aria pressurizzata al modulo elettrochimico, e di azionare il generatore di corrente alternata per produrre energia elettrica supplementare oltre a quella prodotta dalla fuel cell.

I gas esausti dal sistema ibrido possono essere recuperati, ottenendo così una potenza termica pari a 120 kW.

### **3.9 PARAMETRI TECNICI ECONOMICI ED AMBIENTALI DEI SISTEMI IBRIDI FC/TG**

Dal punto di vista del rendimento e dell'impatto ambientale, nessuna tecnologia sembra poter competere con quella dei sistemi ibridi. Il rendimento degli impianti ibridi FC/TG o MTG sperimentati varia a seconda della taglia e della configurazione impiantistica dal 55% al 70%, con la prospettiva futura di poter conseguire rendimenti anche più alti con impianti dell'ordine dei MW o Multi-MW. Per quanto riguarda invece le sostanze inquinanti emesse in atmosfera dagli impianti ibridi, esse sono molto più contenute rispetto a quelle emesse dagli altri tipi di impianti stazionari. Ad esempio [13], per un sistema ibrido stazionario da qualche centinaio di kW, si ha che le emissioni di  $SO_x$  sono trascurabili, mentre quelle di  $CO$  e  $NO_x$  sono inferiori a 2 ppmv (Tabella 3.5).

Allo stato attuale dal punto di vista economico, i sistemi ibridi non sono ancora concorrenziali con le altre tecnologie di generazione di potenza. La tecnologia, essendo ancora allo stato prototipale e di sperimentazione, non è commercializzata, pertanto non sono disponibili costi attuali ma solo previsioni di medio-lungo termine. In base a uno studio effettuato [13], si ha che un sistema ibrido per cogenerazione potrebbe conseguire una maggiore economicità, rispetto a un sistema concorrente convenzionale, solo se il suo costo di installazione risultasse inferiore a circa 1.200-1.500 € / kW. Il raggiungimento di questo obiettivo dipende dal volume produttivo realizzato. Ad esempio, uno studio di Rolls-Royce prevede il raggiungimento della soglia dei 1.000 € / kW<sub>el</sub> solo in corrispondenza di un volume di produzione equivalente a 100 MW<sub>e</sub> / anno [13].

	Previsioni di medio termine
Costo di investimento	< 1.500 € / kW <sub>e</sub>
Costo di manutenzione	15 € / MWh
Vita utile	> 40.000 h
Emissioni	< 2 ppmv CO e NO <sub>x</sub>

*Tabella 3.5: Parametri economici e ambientali dei S. I. [13]*

Alcune previsioni di medio-periodo stabiliscono che gli impianti ibridi stazionari da qualche centinaio di kW potranno conseguire un costo di investimento inferiore a 1.500 € / kW e un costo di manutenzione (nel quale è incluso anche il costo di sostituzione dello stack) di 15 € / MW<sub>h</sub> (Tabella 3.5). Dai dati riportati in uno studio [32] si prevede che la tecnologia dei sistemi ibridi potrà risultare competitiva con le tecnologie convenzionali nella generazione distribuita nell'anno 2015. Per esempio, un sistema ibrido da 500 kW potrà conseguire nel 2015 un costo dell'elettricità prodotta di 0,032 € / kW<sub>h</sub>.

## **CAPITOLO IV**

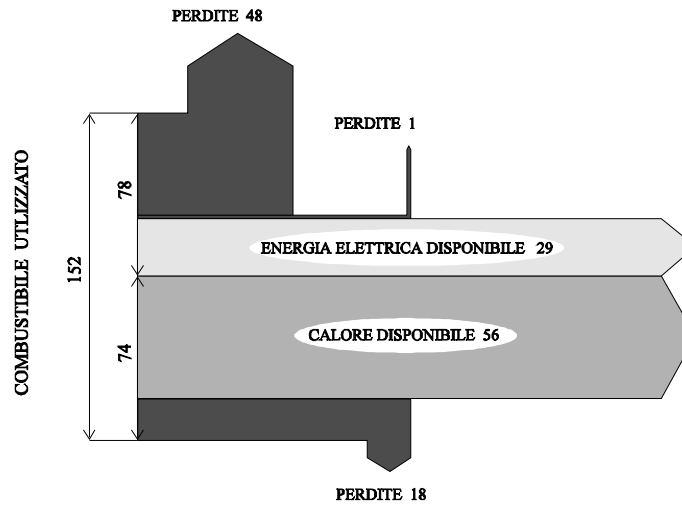
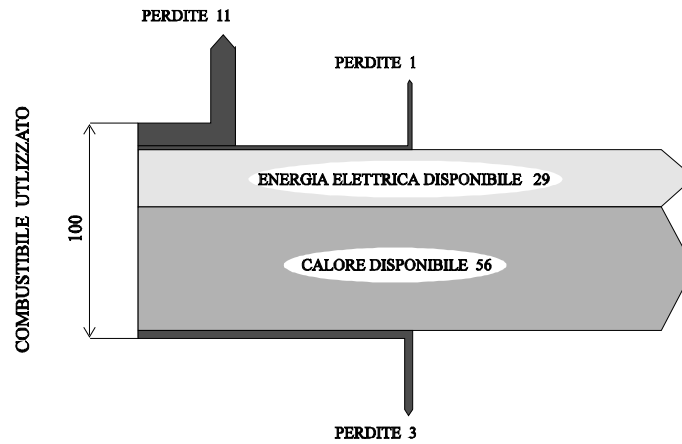
### ***CARATTERIZZAZIONE ENERGETICA DI UN SISTEMA DI TRIGENERAZIONE***

La trigenerazione è la tecnologia che combina in un unico processo la produzione di energia elettrica, termica e frigorifera a partire da un'unica fonte di energia primaria ovvero quella fornita dal combustibile.

In pratica la trigenerazione è un particolare campo della cogenerazione, rappresentandone una sua evoluzione, in quanto oltre ad autoprodurre elettricità e calore consente di utilizzare tali forme di energia per la produzione dell'energia frigorifera.

Come noto, i sistemi di cogenerazione sono costituiti da un motore primo e da un sistema per il recupero del calore per la produzione combinata di elettricità e calore, entrambi intesi come effetti utili, con un processo in cascata. L'utilizzo di sistemi a cascata per il recupero termico è una pratica estremamente interessante in quanto la maggior parte degli impianti per la generazione elettrica riesce a convertire in elettricità una frazione generalmente molto inferiore al 50% dell'energia termica messa a disposizione dal processo di combustione di un combustibile. Attualmente gli unici impianti di tipo convenzionale in grado di superare questa soglia sono le grandi centrali a ciclo combinato alimentate a gas naturale che in tempi recentissimi, mediante l'introduzione del raffreddamento delle palettature della turbina a gas realizzato a circuito chiuso attraverso l'uso di vapore, sono riusciti a raggiungere in un impianto sperimentale un rendimento elettrico del 60% [33].

Il principio su cui si basa la cogenerazione è quello di recuperare il calore di scarto, generato durante la fase di produzione di energia elettrica, per produrre calore utile ai fabbisogni termici di utenze civili o industriali, con rendimenti di primo principio che possono raggiungere anche il 90%. I vantaggi termodinamici derivanti da tale tecnologia sono riconducibili principalmente ad un utilizzo ottimale della fonte energetica primaria rispetto alla generazione separata delle due forme di energia. A titolo di esempio viene mostrato in Figura 4.1 come, a parità di energia elettrica e termica prodotta, la soluzione cogenerativa consente un risparmio di energia primaria considerevole.

**PRODUZIONE SEPARATA      RENDIMENTO 56%****PRODUZIONE COMBINATA      RENDIMENTO 85%**

*Figura 4.1: Rendimenti con produzione combinata e separata di energia*

Se da un punto di vista energetico i vantaggi dell'impiego della cogenerazione sono evidenti, la fattibilità economica dell'investimento è strettamente legata al fattore di contemporaneità dei fabbisogni elettrici e termici dell'utenza e, di conseguenza, alla possibilità di utilizzare l'impianto il maggior numero di ore annue con limitate parzializzazioni del carico. Ciò ha da sempre rappresentato un limite nella diffusione della cogenerazione nelle utenze civili, caratterizzate da una forte stagionalità dei carichi, che non consente l'utilizzazione dell'impianto in assenza di riscaldamento.

In tale contesto, i sistemi di trigenerazione possono contribuire ad una diffusione capillare della cogenerazione in tutti quei settori, quale quello residenziale, i cui potenziali

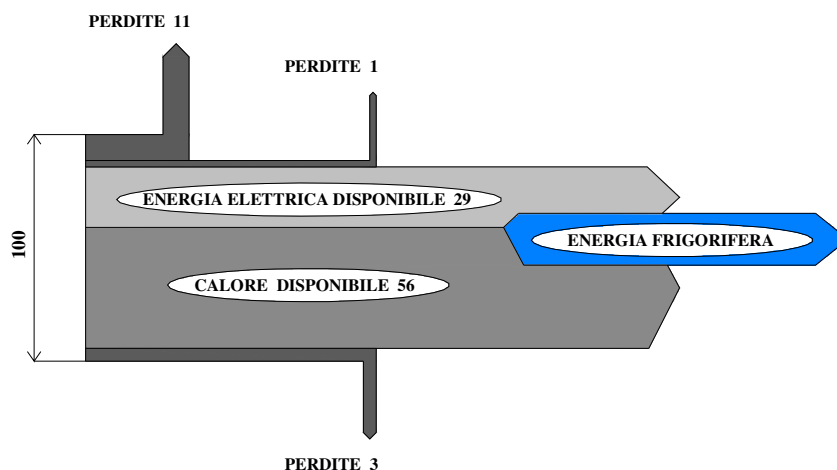
mercati possono determinare una enorme ricaduta positiva sia in termini energetici che ambientali.

In Figura 4.2 sono illustrati sinteticamente i flussi energetici in un impianto trigenerativo classico. La possibilità di impiegare macchine frigorifere a compressione e ad assorbimento, direttamente alimentate dal cogeneratore, consente di superare la criticità connessa alla variabilità dei profili di carico, tipica delle utenze civili. I sistemi di trigenerazione possono quindi garantire un livellamento dei fabbisogni energetici, spostando la domanda energetica da elettrica a termica e viceversa, limitando così l'effetto della stagionalità dei consumi. In particolare l'utilizzo di macchine ad assorbimento introduce un'importante richiesta di calore in estate, riempiendo così l'avvallamento tipico dei diagrammi di carico termico giornalieri estivi e consentendo di utilizzare in maniera conveniente l'impianto anche in assenza di riscaldamento.

I vantaggi che questi impianti presentano rispetto alla classica centrale cogenerativa sono sostanzialmente legati al maggior utilizzo, in termini di ore/anno, che garantiscono. Recuperando il calore anche durante la stagione estiva infatti le ore di utilizzo della centrale aumentano notevolmente e con queste crescono notevolmente i risparmi energetici mentre si riducono i tempi di recupero dell'investimento.

L'obiettivo di questo capitolo é quello di svolgere una caratterizzazione energetica di un sistema trigenerativo costituita da:

- un impianto di cogenerazione;
- uno o più sistemi di produzione del freddo alimentati direttamente dall'impianto di cogenerazione.



*Figura 4.2: Flussi energetici di un Sistema di Trigenerazione*



#### **4.1 ANALISI TECNICA DEI PRINCIPALI SISTEMI DI COGENERAZIONE**

Di seguito è presentata un'analisi tecnica ed energetica dei principali impianti di cogenerazione disponibili oggi sul mercato. Per poter condurre tale tipo di analisi occorre innanzitutto introdurre due parametri fondamentali:

- il rendimento elettrico  $\eta_e$ ;
- il rendimento termico  $\eta_t$ .

Il rendimento elettrico è definito come il rapporto:

$$\eta_e = \frac{\text{Potenza Elettrica Prodotta}}{\text{Potenza Fornita dal Combustibile}} = \frac{P_e}{P_f} \quad (4.1)$$

il rendimento termico come:

$$\eta_t = \frac{\text{Potenza Termica Prodotta}}{\text{Potenza Fornita dal Combustibile}} = \frac{P_t}{P_f} \quad (4.2)$$

Tali parametri, che sono una sorta di variabili di stato per gli impianti di cogenerazione, permettono di stimare, da un punto di vista energetico, le varie configurazioni impiantistiche e consentono una rappresentazione grafica, su un piano cartesiano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ ) molto efficace e di rapida comprensione [34].

Il rapporto fra questi due rendimenti determina un altro parametro fondamentale: l'indice termo-elettrico  $\lambda$ , che permette di confrontare l'efficienza termica delle varie macchine per unità elettrica autoprodotta. Tale indice, infatti, può essere definito anche come il rapporto tra la potenza termica recuperata e la potenza elettrica prodotta:

$$\lambda = \frac{\eta_t}{\eta_e} = \frac{P_t/P_f}{P_e/P_f} = \frac{P_t}{P_e} \quad (4.3)$$

I sistemi di cogenerazione possono essere classificati in relazione al tipo di motore termico impiegato per la produzione di potenza meccanica e quindi elettrica. In particolare tale classificazione si basa sulle principali classi di generatori di potenza attualmente disponibili:

- Turbine a Vapore;
- Turbine a Gas;
- Motori a Combustione Interna;
- Celle a Combustibile.

Da questa classificazione discendono le tipologie di impianti cogenerativi, di seguito trattate, che includono anche le estensioni impiantistiche attualmente in uso (Turbine a

Vapore ad Estrazione e Condensazione, Turbine a gas a ciclo STIG, Cicli Combinati Gas/Vapore, Cicli Ibridi Celle a Combustibile/Turbine a Gas).

#### **4.1.1. IMPIANTI CON TURBINA A VAPORE**

La tecnologia dei cicli a vapore é una tecnologia decisamente matura che ha trovato maggiormente diffusione in industrie con lavorazione a ciclo continuo e con fabbisogni energetici medio-alti.

Le ragioni che rendono attraenti la turbina a vapore sono principalmente:

- grandi potenze unitarie di impianto;
- oneri di manutenzione contenuti;
- possibilità di impiego di combustibili di bassa qualità quali carbone, scarti di lavorazione, residui vegetali, rifiuti, etc.

Per contro, gli scarsi progressi fatti registrare nell’ultimo decennio ed i problemi relativi all’inquinamento stanno facendo venire meno l’interesse verso tale tecnologia, soprattutto se legato alla possibilità di impiego di combustibili poco pregiati che per il loro alto tenore di zolfo hanno maggiore influenza sull’impatto ambientale.

Un aspetto particolare degli impianti a vapore é che il calore recuperato dal ciclo per usi termici non può essere considerato un calore “di scarto”, come avviene in altre tipologie di impianto, in quanto esso condiziona sensibilmente, a seconda delle caratteristiche del vapore richiesto, il rendimento dell’intero sistema [35].

I cicli utilizzati in questo tipo di impianti possono essere a condensazione, a contropressione e ad estrazione. Scartati gli impianti a pura condensazione nei quali il calore di scarico sarebbe disponibile a temperatura troppa bassa per qualsiasi utilizzazione industriale [36], vengono qui analizzati i due tipi di impianto più comunemente utilizzati:

- Turbina a Vapore in Contropressione;
- Turbina a Vapore ad Estrazione e Condensazione.

##### **4.1.1.1 Turbina a Vapore in Contropressione**

I cicli a vapore in contropressione sono prevalentemente utilizzati nel campo delle medie potenze, in genere da 1 a 30 MWe. Essi sono caratterizzati:

- da prestazioni termodinamiche relativamente basse, a causa dei ridotti rendimenti elettrici;
- da alti rapporti termo-elettrici;

– da una scarsa flessibilità di impianto.

Tali caratteristiche li rendono particolarmente adatti per tutti quei cicli di produzione contraddistinti da fabbisogni energetici costanti in cui la produzione di calore ha un peso maggiore rispetto alla produzione di elettricità [37].

In generale questo tipo di impianto é costituito, come mostrato in Figura 4.3, da un generatore di vapore, che produce vapore ad alta pressione, e da una turbina in contropressione in cui il vapore, espandendosi fino alla pressione di utilizzo, genera energia elettrica mediante un alternatore. In questo sistema viene prodotto tutto il vapore richiesto dalle utenze mentre la produzione di energia elettrica é rigidamente correlata alla produzione di energia termica. Infatti, in funzione delle caratteristiche del vapore e della portata richiesta dalle utenze, è possibile valutare l'energia elettrica producibile a monte del ciclo. Il diagramma di Figura 4.4 permette di stabilire, fissata la pressione di ammissione in turbina  $P_a$ , quella di scarico  $P_b$  ed il rendimento del turbo alternatore, la potenza elettrica producibile in rapporto alla portata oraria di vapore. Tale diagramma é calcolato in maniera da avere allo scarico un leggero surriscaldamento come é usuale per evitare la formazione di condensa nelle tubazioni [36].

Mediante un bilancio energetico si può evidenziare come gli impianti di cogenerazione si posizionano sul piano  $(\eta_t, \eta_e)$ . In particolare, per le turbine in contropressione, utilizzando il diagramma del flusso di energia di Figura 4.5, possiamo scrivere:

$$P_f \cdot \eta_c = P_e \cdot (1 + L_{me}) + P_t \quad (4.4)$$

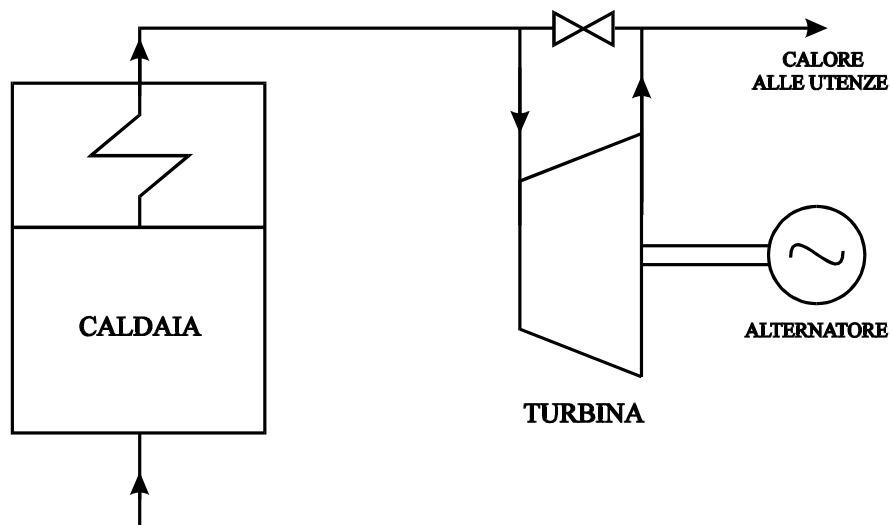


Figura 4.3: Schema semplificato di un impianto a vapore in contropressione

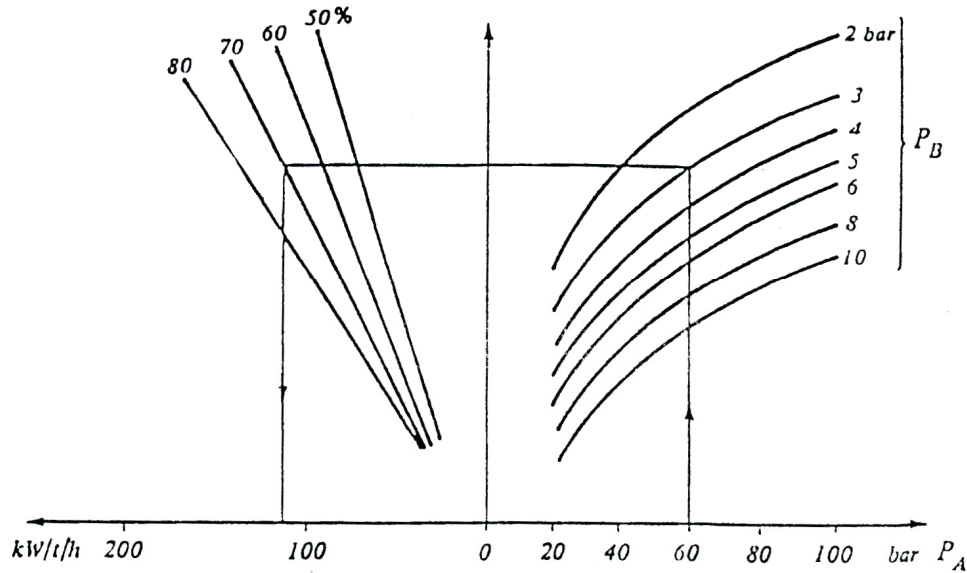


Figura 4.4: Diagramma di esercizio per impianti a vapore in contropressione

dove il termine  $L_{me}$  rappresenta le perdite di trasformazione della potenza meccanica in potenza elettrica, circa il 4-6 %, ed  $\eta_c$  il rendimento del generatore di vapore che, in linea con il valore di un generatore convenzionale, viene fissato pari a 0,85.

Dividendo l'espressione per la potenza fornita dal combustibile  $P_f$  si ottiene:

$$\eta_c = \eta_e \cdot (1 + L_{me}) + \eta_t \tag{4.5}$$

Sul piano cartesiano  $(\eta_t, \eta_e)$  tale equazione rappresenta una retta di pendenza prossima ai  $45^\circ$  (Figura 4.6).

Considerando ora il consumo specifico di calore della turbina  $Q_{sc}$ , ovvero il rapporto  $(\eta_c \cdot P_f) / P_e(1 + L_{me})$  tra la potenza termica fornita dalla caldaia e la potenza elettrica prodotta [38], possiamo scrivere:

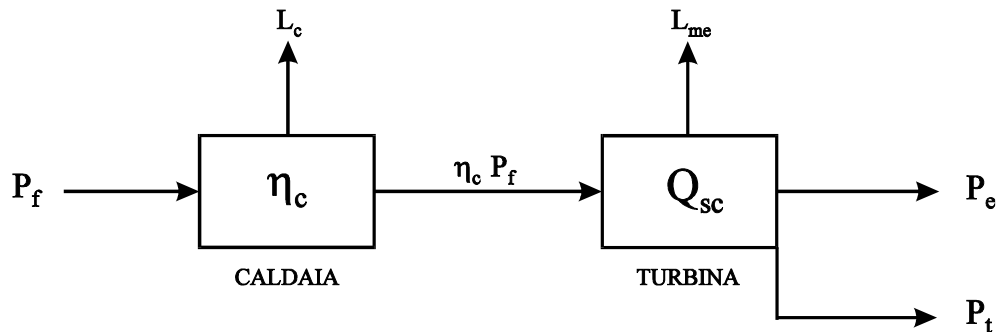


Figura 4.5: Diagramma dei flussi di energia per impianti a vapore in contropressione

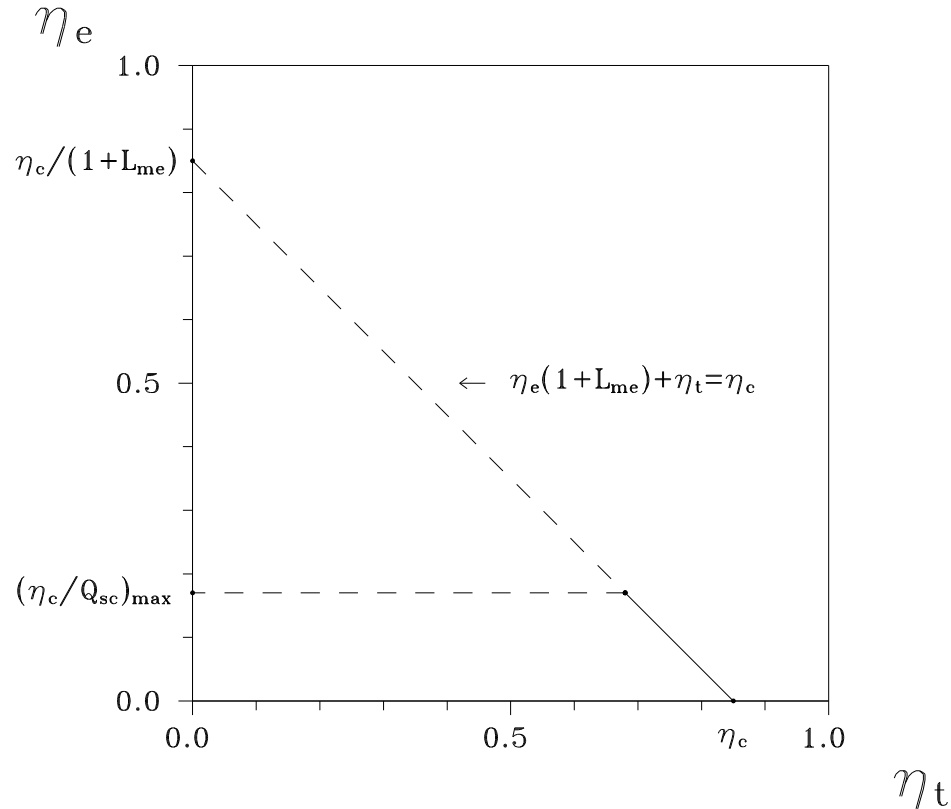


Figura 4.6: Prestazioni di turbine a vapore in contropressione nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$

$$(1 + L_{me}) \cdot P_e = \frac{(P_f \cdot \eta_c)}{Q_{SC}} \quad (4.6)$$

e dividendo per  $P_f$  si ha:

$$\eta_e = \frac{\eta_c}{Q_{SC} \cdot (1 + L_{me})} \quad (4.7)$$

da cui si evidenzia il rapporto di inversa proporzionalità tra il rendimento elettrico e il consumo specifico di calore della turbina.

Quindi il tratto di retta utile per questo tipo di impianti va dal punto sulle ascisse  $(\eta_c, 0)$ , cui corrispondono turbine a vapore avente una linea di espansione con salto entalpico infinitesimo, fino ad un valore massimo di  $(1 + L_{me}) \cdot \eta_e$  dato da  $(\eta_c/Q_{SC})_{MAX}$ , ossia da impianti con consumi specifici più bassi.

In generale le turbine a vapore in contropressione sono caratterizzate da consumi specifici di turbina elevati, quindi da modesti rendimenti elettrici. Da un punto di vista numerico, i valori più bassi di  $Q_{SC}$ , riscontrati nella pratica corrente, sono intorno a 5 kWt/kWe, corrispondenti a condizioni di vapore in ammissione di turbina di 100 bar e

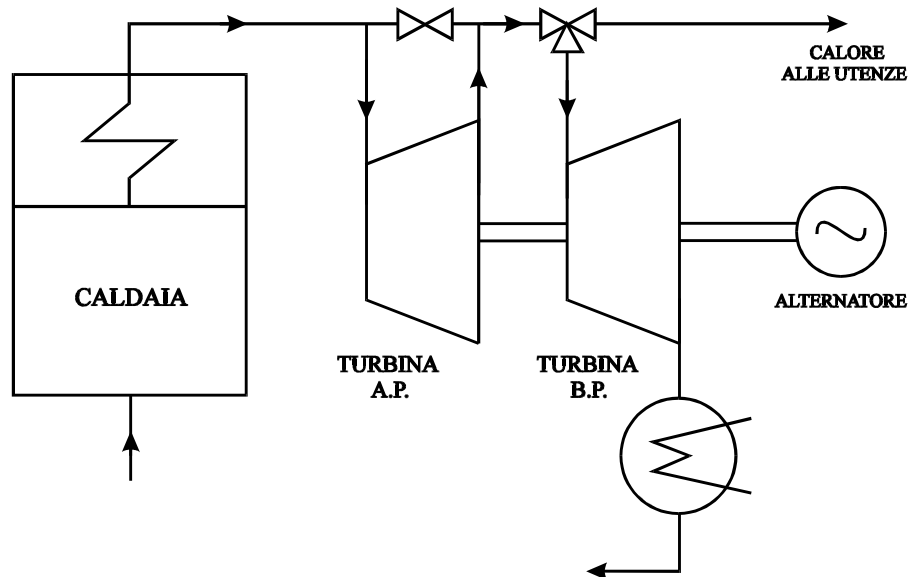
500°C con uno scarico di 3-4 bar [34]. In base a tali considerazioni, il massimo valore del rendimento elettrico sarà:

$$\eta_e = \frac{0,85}{5 \cdot (1 + L_{me})} \cong 0,16 \quad (4.8)$$

#### 4.1.1.2 Turbina a Vapore a Estrazione e Condensazione

I cicli a vapore ad estrazione e condensazione sono utilizzati nel campo delle medie-alte potenze, in genere da 20 a 300 MWe. Sono caratterizzati da rendimenti elettrici maggiori, rispetto ai cicli a contropressione, e da una grande flessibilità di funzionamento a spese di una più alta complessità di impianto e di maggiori costi di installazione.

Sono cicli a più gradi di libertà in quanto possono realizzare tutte le situazioni intermedie tra una turbina a contropressione ed una a condensazione rendendo indipendenti la richiesta di energia elettrica e vapore [39]. Tali caratteristiche li rendono particolarmente adatti per tutti quei cicli produttivi contraddistinti da fabbisogni energetici periodici o comunque variabili in cui l'importanza economica della produzione di calore è piccola rispetto a quella elettrica [35]. L'impianto è schematizzato in Figura 4.7, dove si può notare come, a differenza degli impianti a contropressione, la turbina a vapore è suddivisa in due sezioni: una sezione ad alta pressione, a valle della quale il vapore viene spillato ed inviato alle utenze, ed una sezione a bassa pressione, dove la rimanente parte di vapore continua la sua espansione fino alla pressione di condensazione.



*Figura 4.7: Schema semplificato di un impianto a vapore ad estrazione e condensazione*

L'energia elettrica producibile dal turboalternatore è funzione della portata di vapore spillata; al variare di quest'ultima varia la portata elaborata dalla sezione a bassa pressione e quindi la potenza meccanica prodotta. Parimenti, a parità di portata estratta allo spillamento, variazioni di potenza elettrica si ottengono variando la portata di vapore prodotta ed inviata alla sezione ad alta pressione della turbina.

La conoscenza della correlazione tra le tre variabili, potenza meccanica erogata, potenza di vapore prodotta e portata di vapore spillata, è indispensabile per determinare l'energia elettrica producibile. Tale correlazione è rappresentata dal diagramma di esercizio di Figura 4.8, in cui, in funzione del rapporto tra le portate elaborate nelle due sezioni, è possibile determinare la potenza elettrica erogata dal turboalternatore [36].

Vediamo ora come è possibile rappresentare nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$ , le prestazioni di una turbina ad estrazione e condensazione. Lo schema preso come riferimento è il diagramma del flusso di energia di Figura 4.9.

In questo tipo di impianti non è non si conosce a priori la quantità di vapore spillato e quindi la potenza elettrica producibile. Quest'ultima è funzione dei consumi specifici delle sezioni di alta e bassa pressione della turbina [34]; per cui possiamo scrivere:

$$(1 + L_{me}) \cdot P_e = \frac{P_f \cdot \eta_c}{Q_{SC}^{tot}} - \frac{P_t}{Q_{SC}^{bp}} \quad (4.9)$$

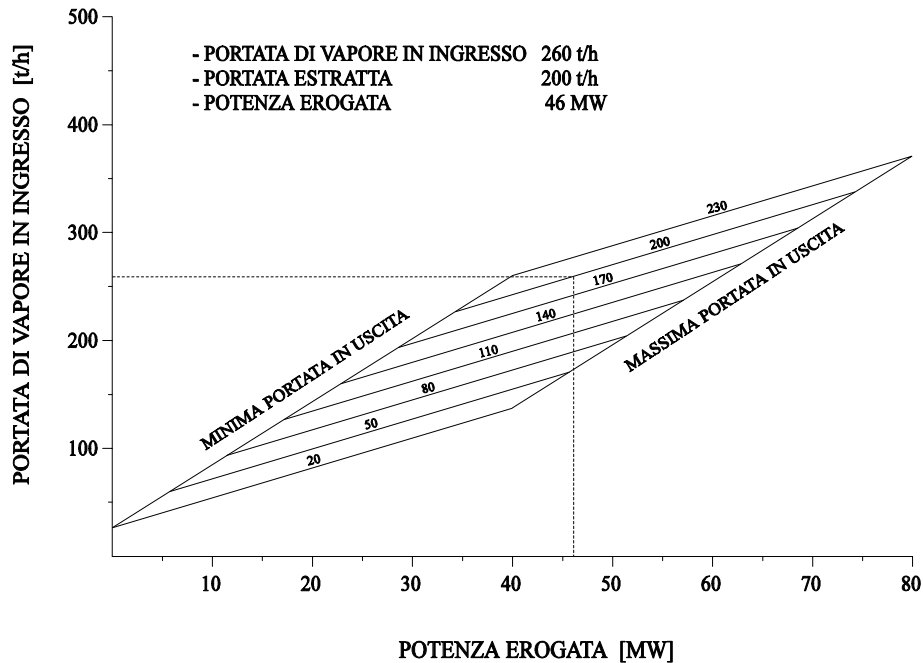
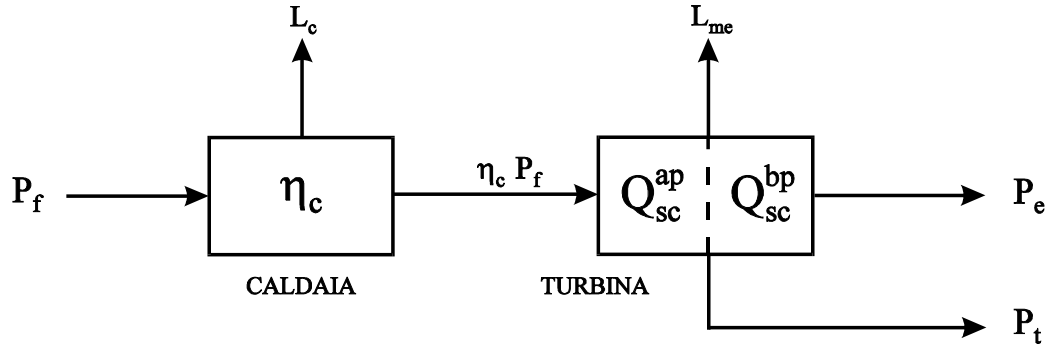


Figura 4.8: Diagramma di esercizio per le turbine a vapore ad estrazione e condensazione



*Figura 4.9: Diagramma dei flussi di energia per impianti a vapore ad estrazione e condensazione*

dove  $Q_{sc}^{bp}$  è il consumo specifico della sezione di bassa pressione mentre  $Q_{sc}^{tot}$  è il consumo specifico totale della turbina.

Il termine sottrattivo al secondo membro rappresenta la riduzione della potenza elettrica prodotta dovuto al prelievo di vapore. Dividendo per la potenza fornita dal combustibile si ha:

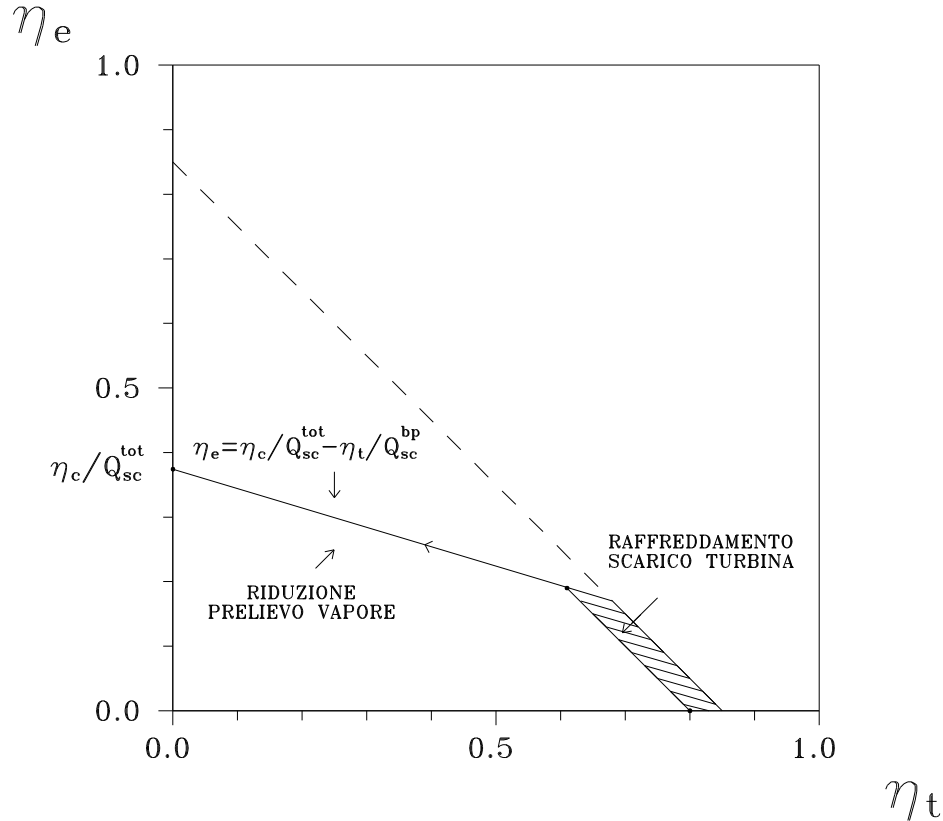
$$(1 + L_{me}) \cdot \eta_e = \frac{\eta_c}{Q_{sc}^{tot}} - \frac{\eta_t}{Q_{sc}^{bp}} \quad (4.10)$$

Su piano cartesiano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ ), tale equazione rappresenta una retta di pendenza modesta, che interseca l'asse delle ordinate nel punto  $(1+L_{me}) \cdot \eta_e = \eta_c / Q_{sc}^{tot}$ , corrispondente ad impianti in pura condensazione. Il tratto di retta utile va da tale punto, a rendimento elettrico massimo, fino al punto di intersezione con la retta relativa agli impianti in contropressione,  $(1+L_{me}) \cdot \eta_e = \eta_c / Q_{sc}^{ap}$ , corrispondente ad impianti che funzionano a prelievo massimo di vapore (Figura 4.10). Di conseguenza, dal punto di vista del rendimento globale gli impianti ad estrazione e condensazione, raggiungono al massimo le prestazioni degli impianti a contropressione.

In realtà, poiché non è possibile marciare con la sezione di bassa pressione della turbina senza vapore per problemi di surriscaldamento allo scarico, il punto di intersezione delle due rette non è un punto di funzionamento ammissibile; il punto effettivo è spostato a sinistra di circa il 5-10 % che è il valore minimo della portata di vapore per il raffreddamento dello scarico della turbina.

Da un punto di vista numerico, si assume che per impianti in pura condensazione,  $\eta_t=0$ , il corrispondente rendimento elettrico sia pari a 0,374, che è il rendimento medio delle centrali ENEL [40].





**Figura 4.10:** Prestazioni degli impianti a vapore ad estrazione e condensazione nel piano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ )

Di conseguenza è possibile determinare il relativo consumo specifico di calore totale della turbina dalla relazione:

$$Q_{sc}^{tot} = \frac{\eta_c}{\eta_e \cdot (1 + L_{me})} = \frac{0,85}{0,393} \cong 2,2 \frac{kW_t}{kW_e} \quad (4.11)$$

#### 4.1.2 IMPIANTI CON TURBINE A GAS

La tecnologia delle turbine a gas si è da tempo affermata soprattutto nel campo aeronautico, per le caratteristiche di semplicità ed elevata potenza specifica, ed in gruppi elettrogeni di emergenza per coprire richieste limitate di energia elettrica, mentre sono state raramente utilizzate in processi industriali [41].

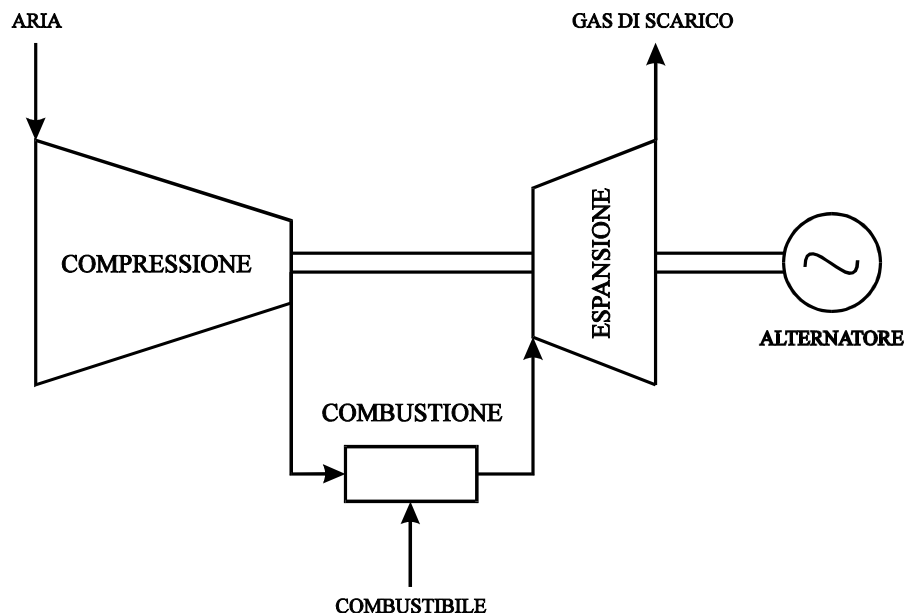
Nell'ultimo decennio, il formidabile sviluppo tecnologico delle turbine a gas, sostenuto anche da continui e massicci finanziamenti provenienti dal settore propulsivo aeronautico, ha determinato un notevole incremento delle vendite in virtù anche di una maggiore disponibilità di gas naturale e di una aumentata sensibilità ai problemi ambientali. Attualmente i turbogas sono le macchine più vendute per generare energia e si

può affermare che la tecnologia dei cicli a vapore, dopo aver dominato per decenni il mondo della cogenerazione industriale, sia oggi soppiantata dalle turbine a gas, almeno per tutte le situazioni dove siano disponibili combustibili idonei [40].

La turbina a gas consiste essenzialmente in un compressore nel quale l'aria comburente viene compressa fino alla pressione desiderata e quindi immessa in una camera di combustione dove viene iniettato il combustibile liquido o gassoso. Subito dopo la combustione i gas caldi vengono diluiti per abbassarne la temperatura ai valori ammessi all'ingresso della turbina dove l'espansione dei gas genera la potenza necessaria al trascinamento del compressore, mentre quella eccedente serve a manovrare il generatore elettrico (Figura 4.11).

Tutto il calore dei gas di scarico, disponibili ad alta temperatura (oltre 500 °C), può essere utilizzato nei processi industriali direttamente o mediante una caldaia a recupero per la produzione del vapore. Infatti, l'elevata portata dei gas, dell'ordine di 12 kg per kWh prodotto, genera una potenza termica generalmente doppia rispetto a quella meccanica [36].

A differenza dei cicli a vapore, le prestazioni delle turbine a gas sono in continua evoluzione; ciò è dovuto soprattutto all'adozione di tecniche di raffreddamento sempre più raffinate ed a un miglioramento dei materiali usati che ha determinato una continua crescita della temperatura massima di ammissione in turbina e con essa un continuo aumento dei rendimenti [42].



*Figura 4.11: Schematizzazione del funzionamento di una turbina a gas*

Oggi vengono utilizzate turbine a gas con rendimenti elettrici ben superiori al 35 % e sono in fase di realizzazione prototipi per i quali ci si attendono rendimenti dell'ordine del 40% [43]. Oltre alle prestazioni termodinamiche, il grande successo delle turbine a gas è legato ad una serie di altri elementi favorevoli di natura tecnica ed economica:

- tempi di installazione e messa in opera molto brevi;
- elevata affidabilità, durata e compattezza;
- totale assenza di fluidi di raffreddamento;
- elevate potenze con ingombri e pesi ridotti;
- possibilità di funzionamento in post-combustione per incrementare la potenza termica.

Quest'ultimo aspetto è molto importante nel funzionamento delle turbine a gas in assetto cogenerativo, in quanto, grazie all'elevato contenuto di ossigeno dei gas di scarico in uscita dalla turbina, è possibile attivare la postcombustione per aumentare l'entalpia dei fumi e quindi la potenza termica trasferita al fluido (dimensionando opportunamente gli scambiatori) con rendimenti prossimi all'unità.

Per quanto riguarda poi l'impatto ambientale, la turbina a gas è tra le soluzioni in assoluto più ecologiche grazie alla possibilità di utilizzare un combustibile "pulito" quale il metano. Per contro, la dipendenza dei turbogas da combustibili pregiati, quali gas naturale o distillati, ne limita l'utilizzo in caso di indisponibilità degli stessi. Inoltre, in caso di alimentazione a metano, il gas deve essere disponibile ad una pressione elevata per cui, se la rete non lo consente, bisogna predisporre una stazione di compressione del gas stesso.

Le turbine a gas si possono dividere in due grandi famiglie: le macchine industriali (o heavy-duty) e quelle di derivazione aeronautica. Le prime sono caratterizzate da bassi rapporti di compressione e da potenze unitarie elevate (anche oltre i 200 MWe); le seconde, molto più leggere e compatte, presentano soluzioni meccaniche sofisticate, con elevati rapporti di compressione (fino a 30) e potenze unitarie nettamente inferiori (dai 0,5 ai 30 MWe per le macchine più grandi).

I sistemi di cogenerazione che utilizzano le turbine gas, a seconda di come viene effettuato il recupero del calore contenuto nei gas di scarico della turbina, possono assumere le seguenti configurazioni:

- turbine a gas a ciclo semplice;
- turbine a gas ad iniezione di vapore;
- turbine a gas a ciclo combinato.

#### 4.1.2.1 Turbina a Gas a Ciclo Semplice

Le turbine a gas a ciclo semplice operano secondo un ciclo Brayton aperto ed il recupero del calore avviene mediante una caldaia a recupero che sfrutta l'alta temperatura dei gas di scarico della turbina per produrre vapore da inviare alle utenze (Figura 4.12). Vengono utilizzate soprattutto nel campo delle piccole-medie potenze, in genere da qualche centinaio di kWe a poche decine di MWe, in tutti quei cicli produttivi in cui vi siano richieste di vapore ad alta pressione con fabbisogni termici doppi di quelli elettrici. In questo tipo di utilizzazioni vengono preferite le turbine di derivazione aeronautica per i loro maggiori rendimenti e per le loro caratteristiche di semplicità, compattezza e contenimento dei costi di investimento per kW installato.

Inoltre è possibile incrementare la quantità e la qualità del calore prodotto mediante l'utilizzo della post-combustione che consente di rendere il sistema flessibile alle variazioni di carico dell'utenza mantenendo inalterata la produzione di energia elettrica.

Problematica principale per questo tipo di impianti è il rapido decadimento delle prestazioni a carichi parziali che rende necessario l'utilizzo di sistemi di regolazione del carico termico, in genere by-pass dei fumi, che permettono di mantenere la turbina gas sempre a carico elevato.

Con riferimento allo schema di Figura 4.13, il bilancio globale di energia per questo impianto è il seguente:

$$P_t = \eta_c \cdot [P_f \cdot (1 - L_r) - P_e \cdot (1 + L_{me})] \quad (4.12)$$

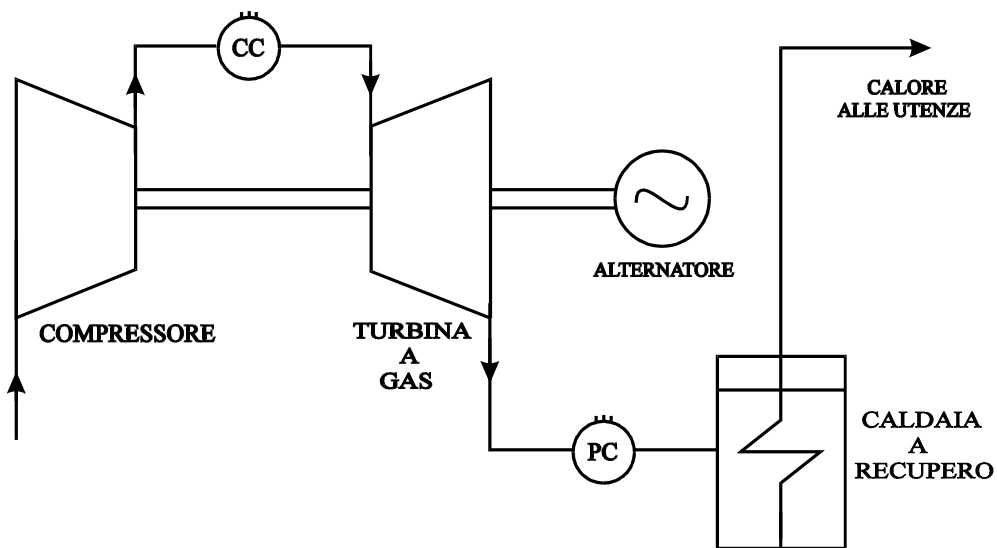
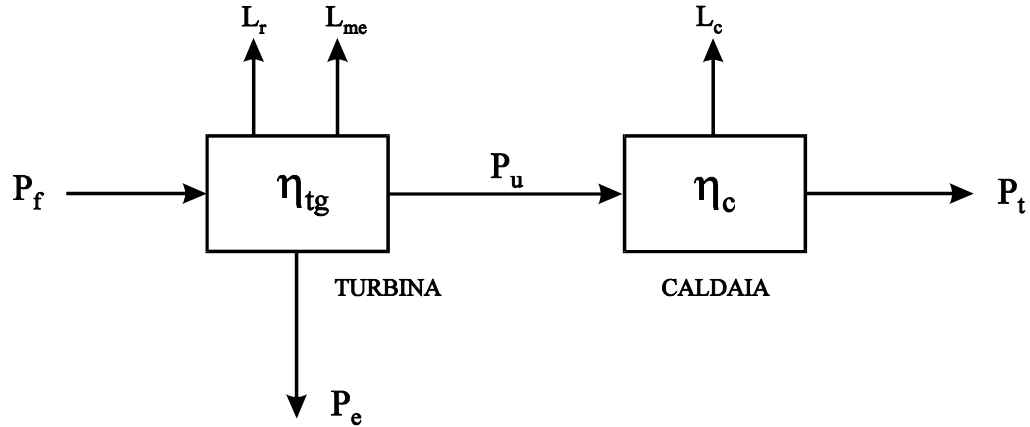


Figura 4.12: Schema semplificato d'impianto per una turbina a gas a ciclo semplice



*Figura 4.13: Diagramma dei flussi di energia per turbine a gas a ciclo semplice*

dove  $L_r$  sono le perdite di convezione ed irraggiamento della turbina, dell'ordine del 1-2%,  $L_{me}$  le perdite di trasformazione tra energia meccanica ed energia elettrica, circa il 4-6%, ed  $\eta_c$  è il rendimento della caldaia a recupero, generalmente sempre inferiore al rendimento di una caldaia a combustione in quanto le perdite di calore al camino sono più alte.

Dividendo per la potenza fornita dal combustibile, si ha:

$$\eta_e \cdot (1 + L_{me}) + \eta_t / \eta_c = (1 - L_r) \quad (4.13)$$

che sul piano cartesiano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ ) rappresenta una retta di pendenza prossima a  $45^\circ$  (Figura 4.14). Poiché per questi impianti il rendimento elettrico coincide con il rendimento della turbina a gas  $\eta_{tg}$ , il tratto di retta utile è quello compreso tra  $\eta_e=0,20-0,35$ . Il limite inferiore corrisponde al rendimento delle turbine a gas di piccola taglia con potenze inferiori ad 1 MWe, mentre quello superiore corrisponde alle turbine a gas di derivazione aeronautica di taglia più grossa.

L'effetto di un eventuale by-pass dei fumi riduce soltanto il rendimento termico dell'impianto lasciando invariato quello elettrico, per cui il punto di funzionamento si sposta verso sinistra su una retta parallela all'asse delle ascisse.

L'utilizzo di tale tecnica rappresenta, quindi, la soluzione migliore per fronteggiare variazioni del carico termico. Infatti, a conferma di ciò, in Figura 4.14 viene evidenziato come modulando le richieste di calore attraverso la riduzione del carico della turbina diminuiscono sia il rendimento termico che elettrico ottenendo risultati disastrosi dal punto di vista energetico.

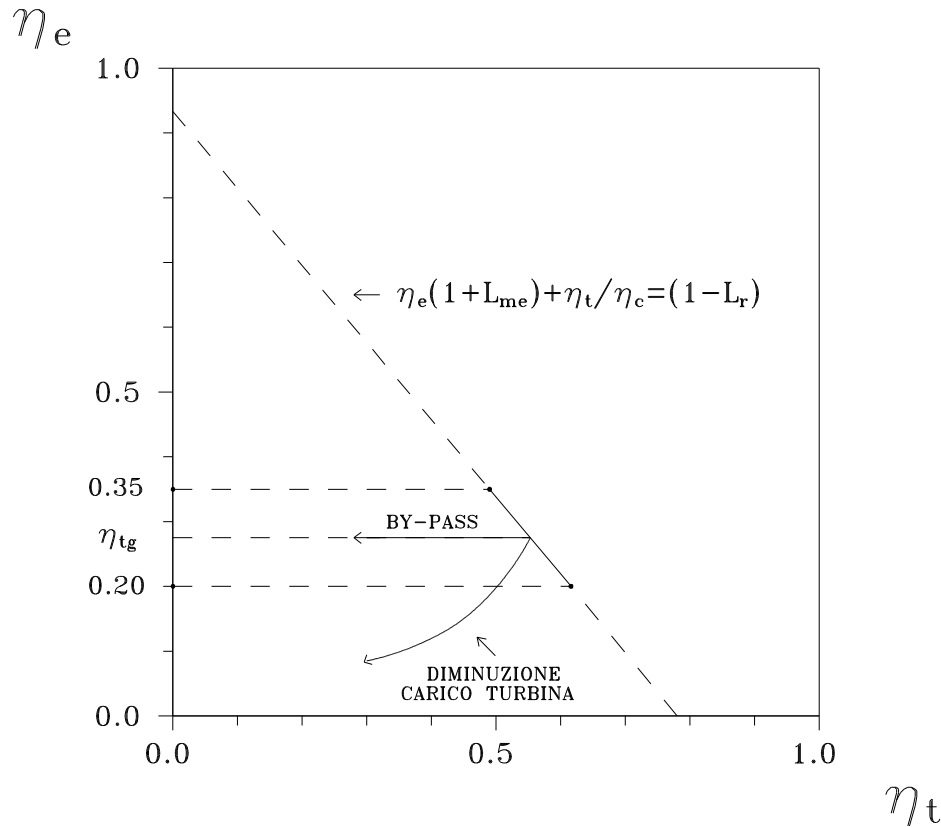


Figura 4.14: Prestazioni delle turbine a gas a ciclo semplice nel piano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ )

#### 4.1.2.2 Turbina a Gas a Ciclo STIG

Gli impianti che operano con turbine a gas a ciclo STIG sono caratterizzati dalla possibilità di iniettare il vapore prodotto nella caldaia a recupero, insieme con il combustibile, nella camera di combustione per ottenere una maggiore produzione di energia elettrica (Figura 4.15). L'impiego di questa tecnica permette di ottenere due effetti contemporanei di rilevante importanza:

- aumento del lavoro specifico della turbina gas all'aumentare della quantità di vapore iniettato che consente di raggiungere elevati rendimenti elettrici senza alterare la temperatura massima del ciclo [44] ;
- riduzione della quantità di sostanze nocive prodotte dai gas di scarico, in quanto l'iniezione di vapore determina un calo della temperatura del combustore e quindi una minore produzione di ossidi di azoto [45].

L'utilizzo delle turbine a gas a ciclo STIG risulta particolarmente attraente nelle applicazioni cogenerative per le caratteristiche di grande flessibilità e versatilità che le contraddistinguono.

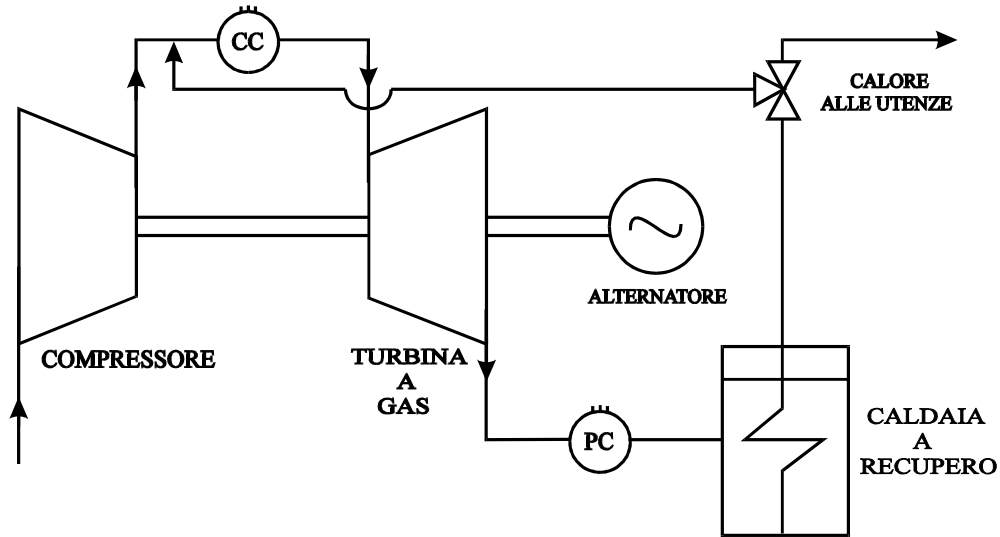


Figura 4.15: Schema semplificato d'impianto per una turbina a gas a ciclo STIG

Infatti, variando le quantità di vapore iniettato, è possibile modulare la potenza termica producibile in funzione delle richieste in maniera tale da mantenere la turbina sempre a carico elevato. Inoltre, considerando la possibilità di effettuare post-combustione allo scarico della turbina, questo tipo di impianti è in grado di coprire campi di variazioni della potenza elettrica e termica molto ampi.

A titolo di esempio viene mostrato in Figura 4.16 [44] il campo di funzionamento di una turbina a ciclo STIG di media taglia (3,7 MWe) in cui si evidenzia la grande flessibilità dell'impianto che può operare sia in condizioni di massimo carico elettrico, quando tutto il vapore prodotto viene iniettato in turbina, sia in condizioni di massimo carico termico, quando tutto il vapore viene inviato alle utenze.

Tali caratteristiche evidenziano come le turbine a ciclo STIG siano particolarmente indicate in tutti i cicli produttivi contraddistinti da richieste di calore molto variabili ed in cui la produzione di energia elettrica ha una importanza economica rilevante. Il loro campo di applicazione è limitato alle medie potenze in quanto la possibilità di impiego del ciclo STIG per taglie superiori a 50 MWe è vincolato da limiti di natura tecnica riconducibili principalmente agli elevati consumi di acqua per kW installato, circa 1,44 kg/h [46].

Inoltre, tenendo conto che, a parità di vapore iniettato, il rendimento elettrico aumenta all'aumentare del rapporto di compressione, si può concludere che le tipologie di turbine a gas più interessanti per la realizzazione di cicli STIG risultano essere le turbine di derivazione aeronautica caratterizzate da alti rapporti di compressione e da potenze unitarie minori [44].

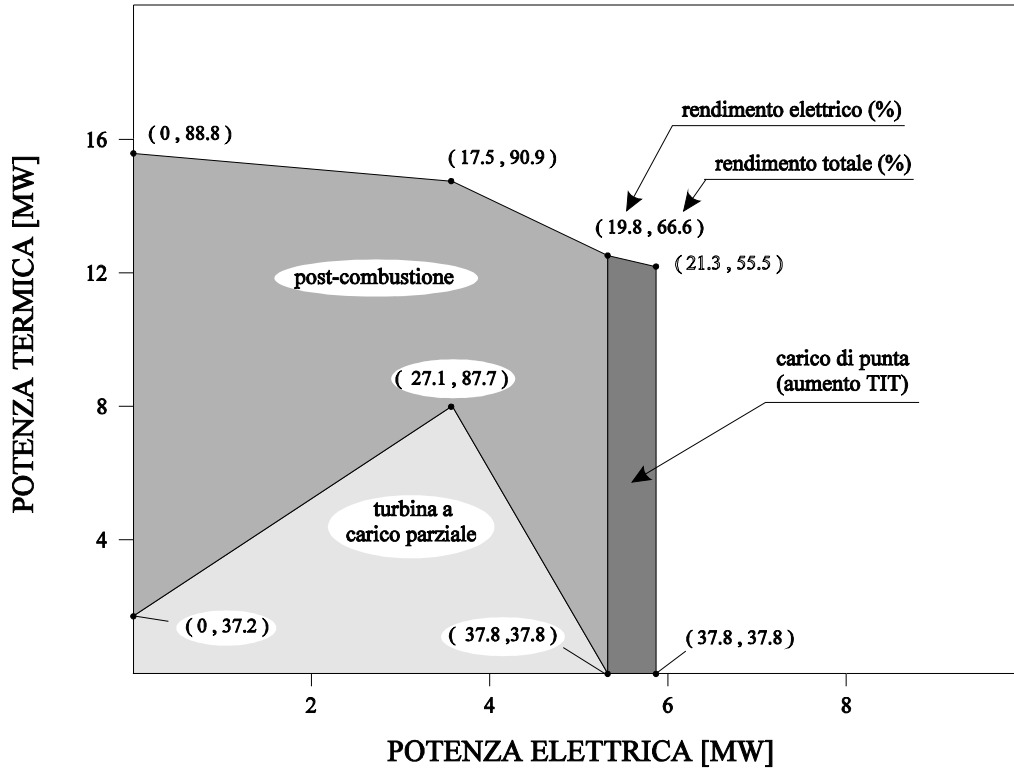


Figura 4.16: Campo di funzionamento per una turbina a gas ciclo STIG di 3,7 MW<sub>e</sub>

Vediamo come si modifica il bilancio globale dell'energia della turbina a gas in funzione della potenza termica iniettata  $P_i$ . Utilizzando il diagramma di flusso di Figura 4.17 si ha:

$$P_t = \eta_c \cdot P_f \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L_{me})] - P_i \quad (4.14)$$

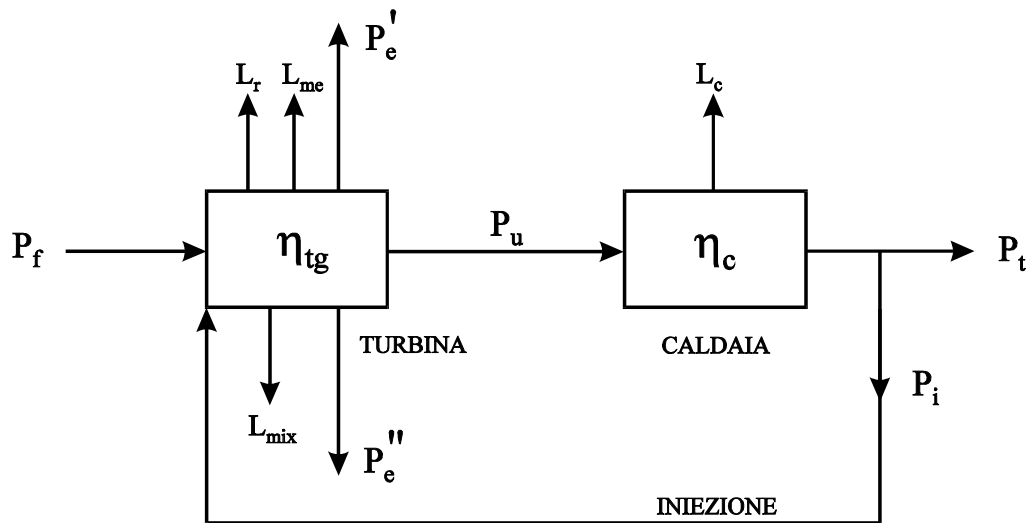


Figura 4.17: Diagramma dei flussi di energia per turbine a gas a ciclo STIG



$$P_e = \eta_{tg} \cdot [P_f + P_i \cdot (1 - L_{mix})] \quad (4.15)$$

dove  $\eta_{tg}$  è il rendimento della turbina gas in condizioni nominali, cioè  $P_i = 0$ , e  $L_{mix}$  rappresenta le perdite dovute al miscelamento del vapore in camera di combustione che sono dell'ordine del 40-45%. Dividendo per la potenza fornita dal combustibile si ottengono le espressioni:

$$\eta_t = \eta_c \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L_{me})] - P_i/P_f \quad (4.16)$$

$$\eta_e = \eta_{tg} \cdot [1 + (1 - L_{mix}) \cdot P_i/P_f] \quad (4.17)$$

che rappresentano, in funzione di  $P_i/P_f$ , le equazioni parametriche di una retta di pendenza negativa, ovvero il luogo dei punti di funzionamento dell'impianto all'aumentare della quantità di vapore iniettato (Figura 4.18).

Si può adesso analizzare come la post-combustione modifica le equazioni di bilancio dell'energia per gli impianti con turbine a gas sia a ciclo semplice che a ciclo STIG. Per le turbine a gas a ciclo semplice, utilizzando lo schema di Figura 4.19, possiamo scrivere:

$$P_t = \eta_c \cdot [P'_f \cdot (1 - L_r) - P_e \cdot (1 + L_{me})] + \eta_{PC} \cdot P_f'' \quad (4.18)$$

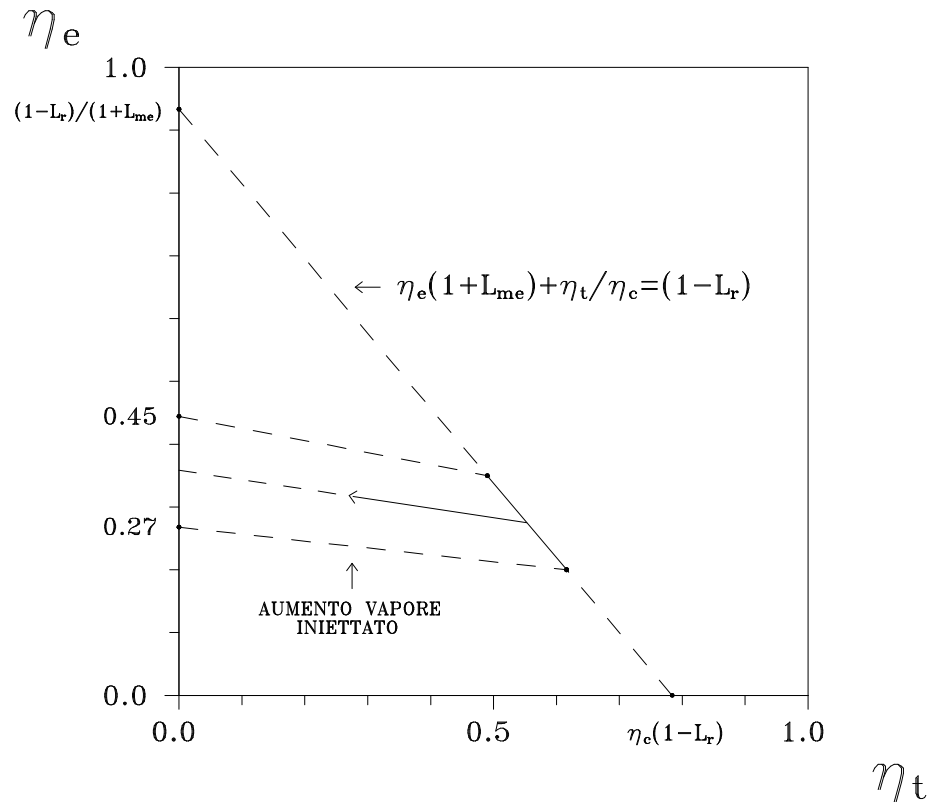
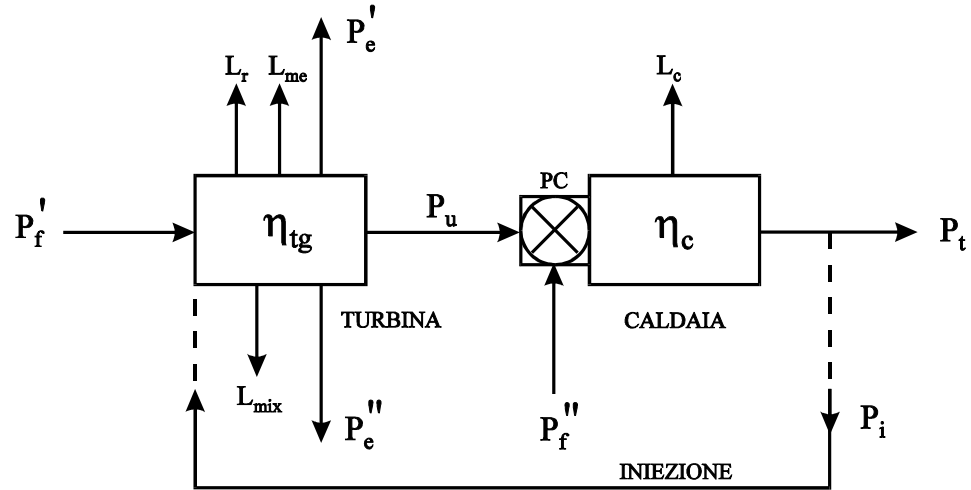


Figura 4.18: Prestazioni delle turbine a gas a ciclo STIG nel piano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ )



**Figura 4.19:** Diagramma dei flussi di energia nel caso di utilizzo della post combustione per turbine a gas a ciclo semplice e a ciclo STIG

dove  $P_f''$  rappresenta il combustibile necessario alla post-combustione e  $\eta_{PC}$  il relativo rendimento. Quest'ultimo può essere considerato prossimo all'unità in quanto la potenza  $P_f''$  viene fornita senza variare apprezzabilmente la portata dei fumi e quindi le perdite energetiche del camino [34]. Introducendo il fattore di post-combustione definito come :

$$x_{pc} = \eta_{PC} \cdot P_f'' / P_f^{tot} \quad (4.19)$$

con  $P_f^{tot} = P_f' + P_f''$ , e dividendo per  $P_f^{tot}$  si ottiene:

$$\eta_t = (1 - x_{pc}) \cdot \eta_c \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L_{me})] + x_{pc} \quad (4.20)$$

Nello scrivere tale espressione si è tenuto conto del fatto che :

$$\eta_e = \frac{P_e}{P_f^{tot}} = \frac{P_e}{P_f' + P_f''} = \frac{P_e}{P_f'} \cdot (1 - x_{pc}) = \eta_{tg} \cdot (1 - x_{pc}) \quad (4.21)$$

dove  $\eta_{tg}$  rappresenta il rendimento elettrico in condizioni nominali. Per cui, indicando il rendimento termico nominale (senza post-combustione) con la seguente relazione:

$$a = \eta_c \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L_{me})] \quad (4.22)$$

le espressioni:

$$\eta_t = (1 - x_{pc}) \cdot a + x_{pc} \quad (4.23)$$

$$\eta_e = \eta_{tg} \cdot (1 - x_{pc}) \quad (4.24)$$

rappresentano, in funzione del parametro  $x_{pc}$ , le equazioni parametriche di una retta di pendenza negativa che passa per il punto  $\eta_t=1$ , quindi il luogo dei punti di funzionamento dell'impianto all'aumentare del rapporto di post-combustione  $x_{pc}$ .

Per le turbine a ciclo STIG le equazioni del bilancio dell'energia si modificano, in funzione del rapporto di post-combustione nella, maniera seguente:

$$\eta_t = (1 - x_{pc}) \cdot a + x_{pc} - P_i / P_f^{tot} \quad (4.25)$$

$$\eta_e = \eta_{tg} \cdot (1 - x_{pc}) \cdot [1 + (1 - L_{mix}) \cdot P_i / P_f^{tot}] \quad (4.26)$$

In Figura 4.20 viene mostrato, sia per le turbine a gas a ciclo semplice che per quelle a ciclo STIG, come l'utilizzo della post-combustione permetta di coprire ampie variazioni dei carichi termici, anche se a scapito di un maggiore consumo di energia primaria.

In ogni caso, da un punto di vista pratico, la post-combustione viene limitata a valori di temperatura dei fumi in ingresso alla caldaia di 750-800 °C. Più raramente viene spinta a valori di ingresso dei fumi di 1000 °C e oltre, in quanto ciò comporta un progetto della caldaia a recupero molto particolare con una zona iniziale di tipo radiante e non più convettiva, e l'impiego di materiale refrattario, con costi superiori e con una notevole perdita di flessibilità nell'esercizio dell'impianto. E' facile verificare che ciò corrisponde a limitare il fattore di post-combustione a circa:

$$x_{pc} \cong 0,50 \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L_{me})] \quad (4.27)$$

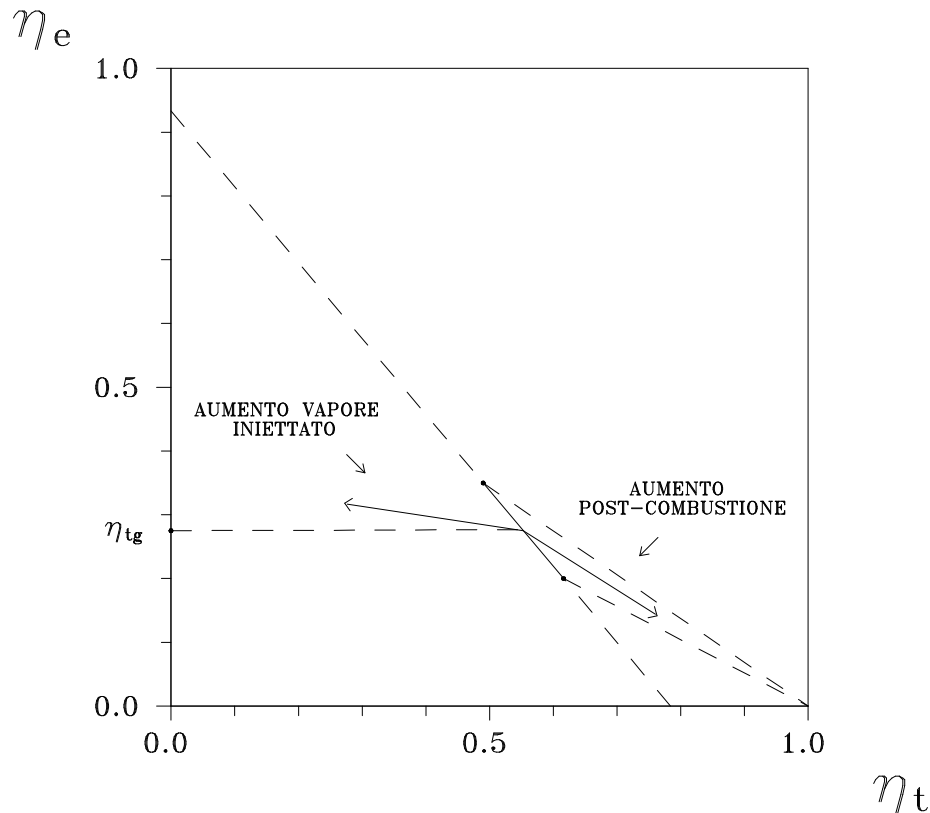


Figura 4.20: Influenza del vapore iniettato e del postcombustore sulle prestazioni di un turbogas

### 4.1.2.3 Turbina a Gas a Ciclo Combinato

Si definisce ciclo combinato quel ciclo costituito dall'accoppiamento in cascata di due cicli termodinamici disposti in modo tale che il calore di scarico del ciclo al livello di temperatura più elevato, detto "sovrastante", venga utilizzato dal ciclo a temperatura più basso, detto "sottostante". Lo schema più diffuso di ciclo combinato prevede come motore primo una turbina a gas che, oltre a produrre potenza elettrica, alimenta, con i suoi gas di scarico ad alta temperatura, la caldaia di un ciclo Rankine a vapor d'acqua. In tale ciclo il vapore prodotto dalla caldaia a recupero viene fatto espandere in una turbina a vapore collegata ad un secondo alternatore, per l'ulteriore produzione di elettricità (Figura 4.21).

Gli impianti a ciclo combinato si sono affermati nell'ultimo decennio nel campo delle grandi applicazioni industriali soprattutto per le elevate prestazioni termodinamiche che li contraddistinguono. Alla base del loro successo ha senza dubbio contribuito lo sviluppo della tecnologia delle turbine a gas che, unitamente ai vantaggi conseguibili dall'accoppiamento con un ciclo a vapore, ha permesso a tali impianti di raggiungere valori di rendimento elettrico superiori al 50%, facendone tra i sistemi a più elevato rendimento di conversione. Inoltre a tali vantaggi termodinamici abbinano ottime caratteristiche di impatto ambientale, di contenimento dei costi di esercizio e dei tempi di costruzione.

A seconda delle caratteristiche del vapore, del tipo di impiego e della flessibilità richiesta, la sezione a vapore del ciclo può assumere differenti configurazioni.

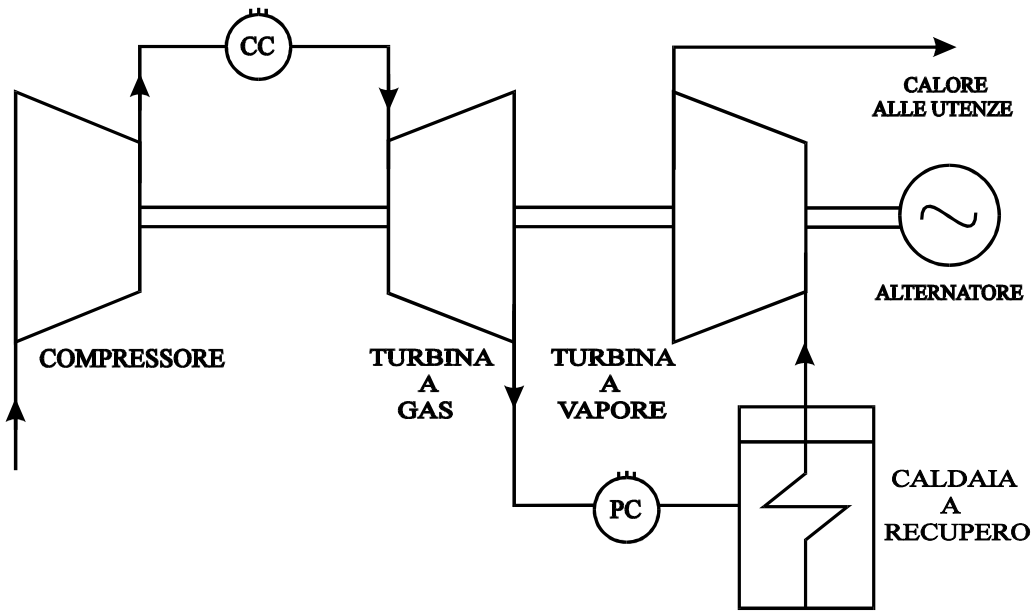


Figura 4.21: Schema semplificato d'impianto per una turbina a gas a ciclo combinato

Solitamente nei cicli produttivi che richiedono quantità di vapore costanti vengono utilizzate le turbine a contropressione che garantiscono elevate prestazioni e costi di investimento minori.

Le turbine ad estrazione e condensazione vengono invece utilizzate soprattutto nei cicli produttivi che richiedono vapore a diversi livelli di pressione o in quantità variabili nel tempo. In questo caso i cicli combinati permettono di realizzare impianti che accoppiano ad altissime qualità termodinamiche una grande flessibilità operativa [47]. Sono sistemi a due gradi di libertà, in grado di seguire variazioni del carico termico ed elettrico mantenendo rendimenti elevati anche in condizioni di funzionamento a carichi parziali. Inoltre è possibile prevedere una post-combustione nella caldaia a recupero, che in questo tipo di sistemi ha una doppia funzione strategica:

- incrementare la produzione di vapore e/o le sue conduzioni termodinamiche per aumentare la potenza erogata dalla turbina;
- fornire alla caldaia tutta la potenza termica normalmente erogata dai gas di scarico, in modo da consentire il funzionamento della sezione a vapore anche durante la manutenzione dei turbogas. Ciò risulta particolarmente utile nei casi in cui l'utenza termica è ininterrompibile.

Determiniamo ora le prestazioni degli impianti a ciclo combinato considerando le diverse configurazioni che può assumere la sezione a vapore.

Utilizzando lo schema energetico di Figura 4.22, per gli impianti che utilizzano turbine a vapore in contropressione, il bilancio dell'energia è il seguente:

$$P_e'' \cdot (I + L_{me}'') + P_t = \eta_c \cdot [P_f \cdot (I - L_r) - P_e' \cdot (I + L_{me}')] \quad (4.28)$$

dove il primo ed il secondo membro rappresentano rispettivamente l'energia termica in ingresso alla turbina a vapore e l'energia termica utile erogata dalla caldaia a recupero.

Tenendo conto che  $P_e = P_e' + P_e''$ , si ha:

$$P_e'' = P_e - \eta_{tg} \cdot P_f \quad (4.29)$$

Sostituendo e dividendo per  $P_f$ , si ottiene:

$$(\eta_e - \eta_{tg}) \cdot (I + L_{me}'') + \eta_t = \eta_c \cdot [(I - L_r) - \eta_{tg} \cdot (I + L_{me}')] \quad (4.30)$$

che sul piano cartesiano  $(\eta_t, \eta_e)$  rappresenta una retta di pendenza negativa di circa  $45^\circ$ .

Considerando ora il consumo specifico di vapore  $Q_{sc}$  della turbina in contropressione possiamo esprimere il rendimento elettrico come somma dei contributi della turbina a gas e della sezione a vapore:

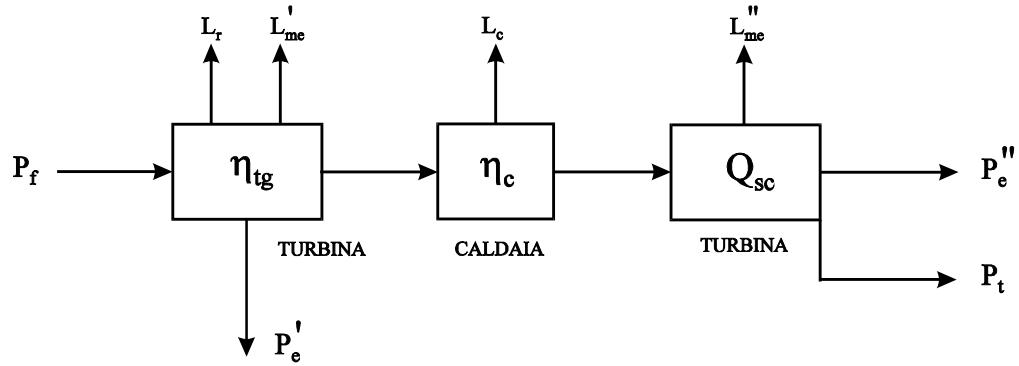


Figura 4.22: Diagramma dei flussi di energia per turbine a gas a ciclo combinato

$$\eta_e = \eta_{tg} + \frac{\eta_c \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L'_{me})]}{Q_{sc}} \quad (4.31)$$

Considerando i valori numerici tipici delle turbine a contropressione, visti precedentemente, si ricava l'intervallo di validità della retta che risulta essere compreso nel range  $\eta_e=0,32-0,45$  (Figura 4.23).

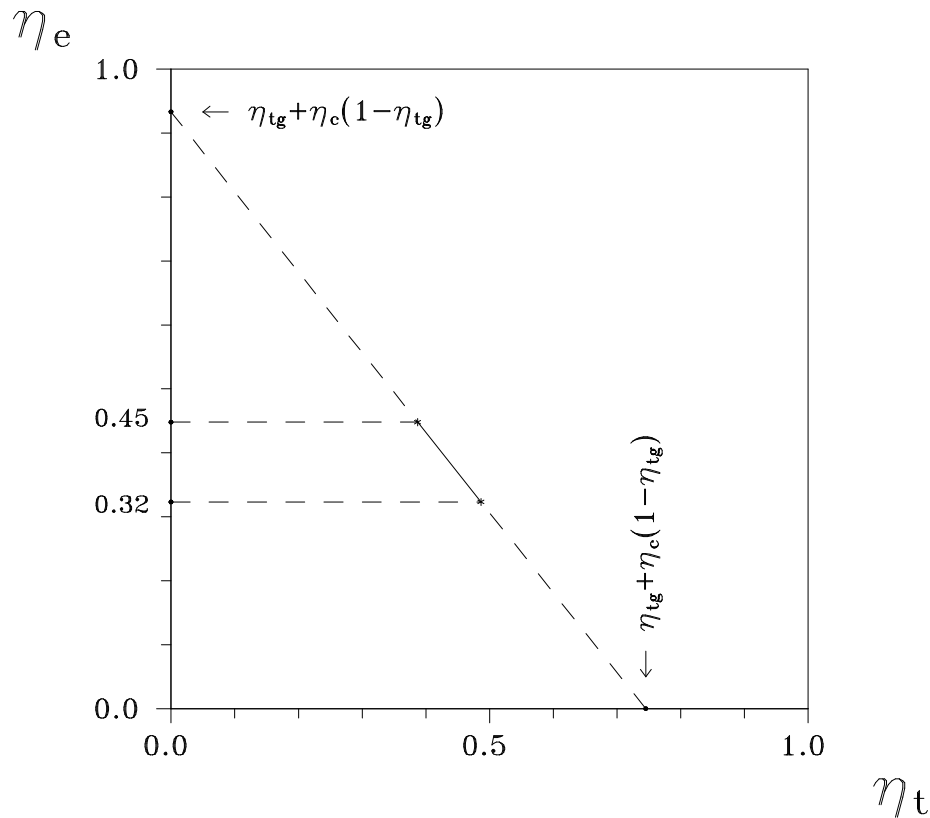


Figura 4.23: Ciclo combinato con turbina a vapore a contropressione nel piano ( $\eta_t, \eta_e$ )

Nella pratica corrente, poiché non è economicamente conveniente utilizzare in ciclo combinato turbine a gas di piccola taglia dato l'elevato costo e le scarse prestazioni globali, il rendimento elettrico di tali impianti si attesta comunque al di sopra del 35%.

Per gli impianti che utilizzano turbine a vapore ad estrazione e condensazione l'equazione del bilancio dell'energia si modifica nella maniera seguente:

$$P_e'' = \frac{P_u}{Q_{SC}^{tot}} - \frac{P_t}{Q_{SC}^{bp}} \quad (4.32)$$

dove  $P_u$  è l'energia termica utile erogata dalla caldaia a recupero:

$$P_u = \eta_c \cdot [P_f \cdot (1 - L_r) - P_e' \cdot (1 + L'_{me})] \quad (4.33)$$

Ponendo  $P_e'' = P_e - \eta_{tg} \cdot P_f$  e dividendo per la potenza fornita dal combustibile  $P_f$  si ha:

$$\eta_e + \frac{\eta_t}{Q_{SC}^{bp}} = \eta_{tg} + \frac{\eta_c \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L'_{me})]}{Q_{SC}} \quad (4.34)$$

Sul piano cartesiano  $(\eta_t, \eta_e)$  tale equazione rappresenta una retta di modesta pendenza che interseca l'asse delle ordinate nel punto:

$$\eta_e = \eta_{tg} + \frac{\eta_c \cdot [(1 - L_r) - \eta_{tg} \cdot (1 + L'_{me})]}{Q_{SC}} \quad (4.35)$$

Tale valore di  $\eta_e$  rappresenta il rendimento del ciclo combinato a sola produzione elettrica, dato dalla somma dei contributi della turbina a gas e della turbina a vapore in pura condensazione (Figura 4.24).

Ad esempio, utilizzando una turbina gas di media potenza di derivazione aerodinamica in ciclo combinato, si hanno i seguenti valori:

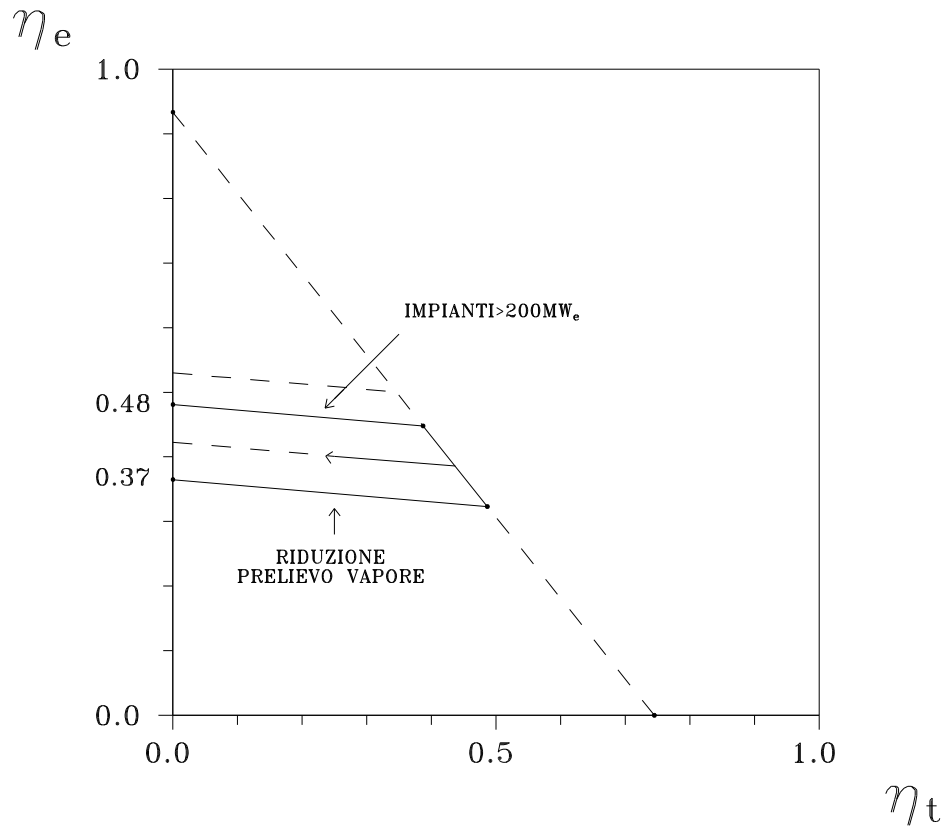
$$\eta_{tg} = 0,35 \quad Q_{sc}^{tot} = 3 \frac{kW_t}{kW_e} \quad \eta_c = 0,77 \quad (4.36)$$

da cui si ottiene un valore di rendimento elettrico, a sola produzione elettrica, pari al 50%.

Con l'impiego di grandi turbine a gas (oltre 200 MWe) di ultima generazione, caratterizzate da alti rendimenti di caldaia e bassi consumi specifici, si raggiungono rendimenti elettrici pari al 55%, che rappresenta il massimo valore ottenibile con l'attuale stato della tecnologia.

#### 4.1.3 IMPIANTI CON MICROTURBINE A GAS

Le microturbine a gas rappresentano una tecnologia sufficientemente matura ed in rapida affermazione nel campo delle generazione elettrica distribuita di piccola potenza.



**Figura 4.24:** Prestazioni delle turbine a gas a ciclo combinato con turbina a vapore ad estrazione e condensazione nel piano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ )

Sono oggi presenti numerosi esemplari commercialmente disponibili sul mercato con taglie comprese tra i 30 ed i 200 kW, con rendimenti elettrici (anche del 30%) paragonabili a quelli delle tradizionali turbine a ciclo semplice di taglia superiore, cosa fino a qualche anno fa impensabile.

Il turbocompressore è costituito da un compressore centrifugo e da una turbina radiale centripeta, operante a velocità dell'ordine dei 70.000-100.000 rpm con bassi rapporti di compressione (circa 4) [48]. Il principio di funzionamento delle microturbine a gas è il ciclo Joule-Brayton, precisamente il ciclo Joule-Brayton rigenerativo. Nelle turbine a gas di piccola taglia, infatti, il miglioramento dell'efficienza basato sull'incremento della temperatura di ingresso in turbina e del rapporto di compressione, non è economicamente perseguibile [49].

Per contro l'incremento del rendimento può essere realizzato in maniera economicamente conveniente attraverso l'impiego del ciclo rigenerativo, con il quale i fumi uscenti cedono calore all'aria innalzandone la temperatura, rendendo necessario

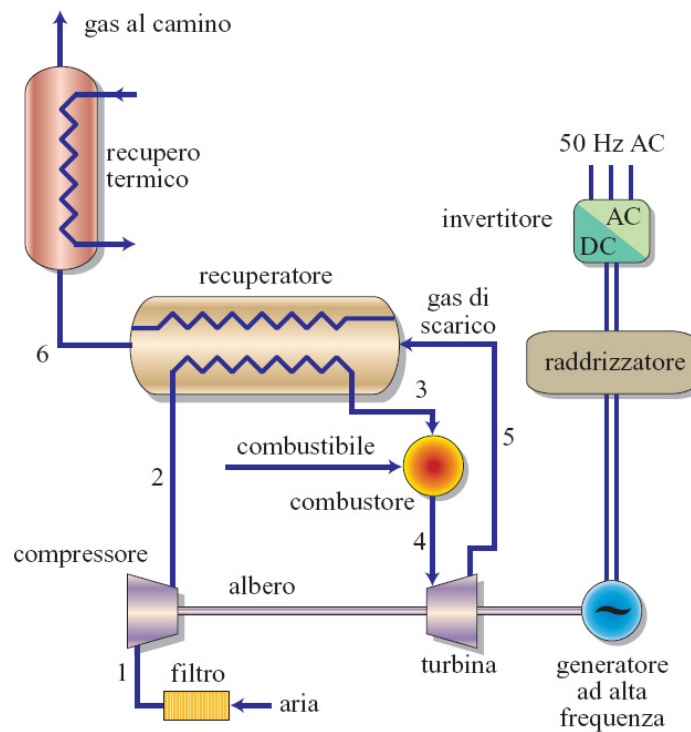


quindi bruciare meno combustibile per ottenere la stessa temperatura di ingresso in turbina. I fumi all'uscita del rigeneratore entrano poi nella caldaia a recupero termico, cedendo il calore utile al fluido termovettore utilizzato dall'utenza per il soddisfacimento dei fabbisogni termici. Il ciclo rigenerativo (Figura 4.25) prevede pertanto che l'aria compressa (punto 2) venga preriscaldata nel rigeneratore (o recuperatore) prima di essere utilizzata nel combustore (punto 3) per raggiungere le massime temperature del ciclo (punto 4) e generare i gas poi espansi in turbina (punto 5) e sfruttati per il recupero di calore (punto 6).

L'utilizzo di un combustibile pulito, quale il gas naturale, e di un combustore a fiamme premiscelate consente di ottenere livelli delle emissioni inquinanti, in particolare di ossido di azoto, un ordine di grandezza inferiore rispetto ai motori alternativi a gas.

In definitiva i vantaggi che offrono le microturbine si sintetizzano in:

- ottimo rapporto potenza/peso;
- minimo ingombro;
- bassa rumorosità;
- basse emissioni inquinanti;
- ridotta manutenzione con costi minimi;
- elevata vita utile nell'ordine delle 80.000 ore.



**Figura 4.25:** Microturbina a gas a ciclo rigenerativo [50]

Per contro, presentano alcuni aspetti negativi quali:

- costi complessivi di impianto elevati;
- necessità di un funzionamento pressoché continuo senza frequenti on-off [51];
- problemi all'inseguimento del carico elettrico, in termini non di rendimento ma di velocità nel seguire la variazione di carico [52].

Le turbine attualmente disponibili sul mercato, a ciclo rigenerativo, raggiungono temperature massime di circa 900-950 °C ed adoperano materiali metallici. Si prevede che la prossima generazione di microturbine consentirà di superare il livello del 30% di rendimento elettrico agendo sia sull'incremento di temperatura, grazie all'adozione di materiali ceramici, che sull'efficienza del rigeneratore.

Con riferimento allo schema di Figura 4.26, il bilancio globale di energia per questo impianto è il seguente:

$$P_t = \eta_c \cdot (1 - L_{Rig}) \cdot [P_f \cdot (1 - L_r) - P_e \cdot (1 + L_{inv})] \quad (4.37)$$

dove  $L_r$  sono le perdite di convezione ed irraggiamento della turbina, dell'ordine del 3-4%,  $L_{inv}$  le perdite di trasformazione dell'energia elettrica, circa il 6-8%,  $L_{Rig}$  le perdite termiche al rigeneratore pari a circa il 10%, ed  $\eta_c$  è il rendimento della caldaia a recupero.

Dividendo per la potenza fornita dal combustibile, si ha:

$$\eta_t = \eta_c \cdot (1 - L_{Rig}) \cdot [(1 - L_r) - \eta_e \cdot (1 + L_{inv})] \quad (4.38)$$

che sul piano cartesiano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ ) rappresenta una retta di pendenza prossima a 45° (Figura 4.27). Poiché per questi impianti il rendimento elettrico coincide con il rendimento della microturbina, il tratto di retta utile è quello compreso tra  $\eta_e=0,18-0,30$ .

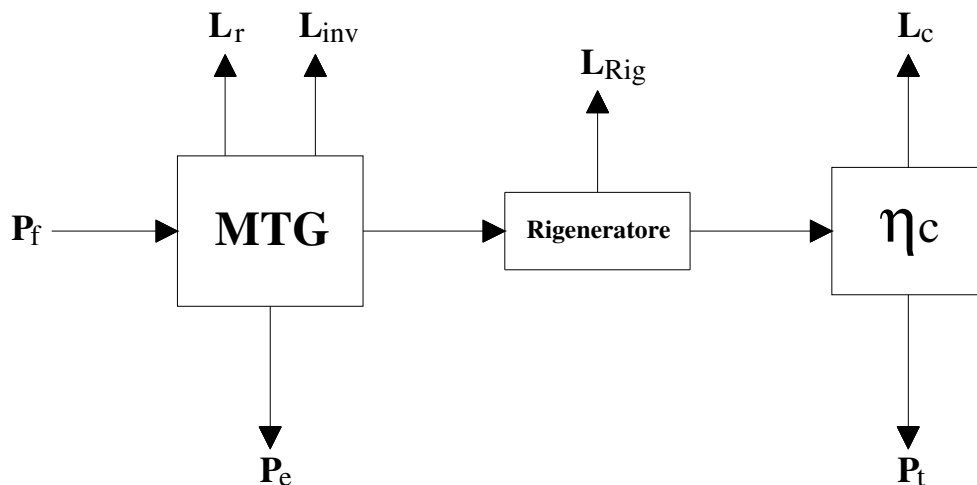


Figura 4.26: Diagramma dei flussi di energia per una microturbina a gas

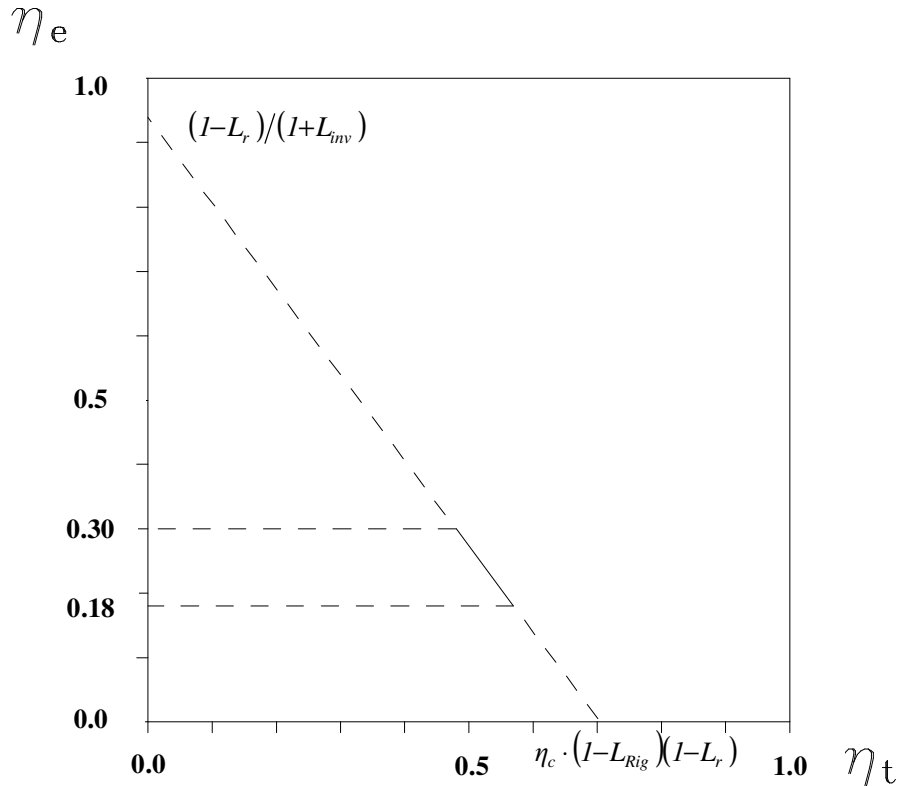


Figura 4.27: Prestazioni di una microturbina a gas nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$

#### 4.1.4 IMPIANTI CON MOTORI ALTERNATIVI

I motori alternativi costituiscono la soluzione più efficiente ed economica per impianti di cogenerazione di piccola e media taglia soprattutto in quelle applicazioni industriali in cui l'utenza termica richiede calore a bassi livelli di temperatura. Questi impianti sono costituiti da un motore alternativo alimentato a gas o a gasolio, la cui potenza meccanica prodotta viene trasformata in potenza elettrica mediante un alternatore (Figura 4.28). Il calore dei gas di scarico ad alta temperatura (400-500°C) può essere utilizzato nei processi industriali o direttamente o mediante una caldaia a recupero per la produzione di vapore e rappresenta circa il 50% del calore recuperabile. La parte restante può essere recuperata a bassa temperatura (90-100°C) nella misura del 25% dall'acqua di raffreddamento, del 10-12% dall'olio di lubrificazione e del 13-15% dall'aria di sovralimentazione.

I motori vengono classificati in base alla velocità dell'albero e alla potenza unitaria del cilindro, per cui sono disponibili motori alternativi a bassa, media e alta velocità che coprono una ampia gamma di potenze, dai 15 kWe dei motori veloci ai 30 MWe dei motori a bassa velocità (Tabella 4.1).

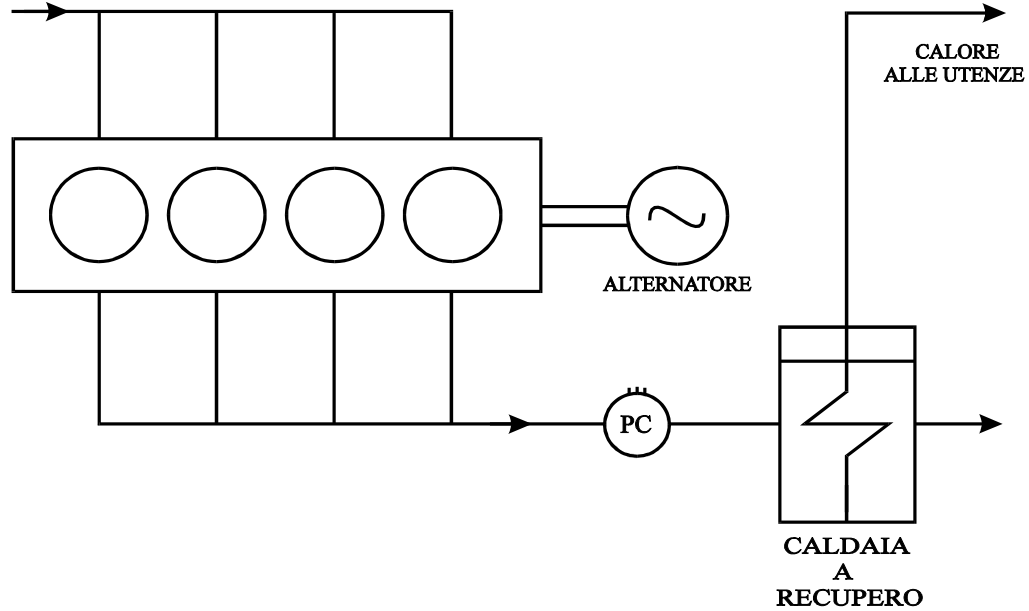


Figura 4.28: Schema semplificato d'impianto per un motore alternativo

In ogni caso il rendimento meccanico cresce passando da motori veloci a quelli lenti e contemporaneamente aumenta la vita utile del motore al diminuire della velocità di rotazione [41].

Gli impianti che utilizzano i motori alternativi sono caratterizzati da elevate prestazioni termodinamiche e da rapporti termo-elettrici piuttosto bassi, dovuti agli alti rendimenti elettrici che per le taglie più grosse raggiungono valori del 40%. Inoltre, a differenza delle turbine a vapore, il calore recuperato non influisce assolutamente sul rendimento meccanico del motore, consentendo quindi, nelle più svariate condizioni di impiego, una elevata produzione di energia elettrica.

Solo ad alte temperature di utilizzo tali sistemi pagano l'incapacità di recuperare calore dai circuiti di raffreddamento e di lubrificazione che si riflette in un decadimento del rendimento termico e quindi delle prestazioni globali.

	<b>Giri al minuto</b>	<b>Potenza unitaria per cilindro</b>	<b>Campo di potenze</b>
<b>Motori alta velocità</b>	900-1800	< 200 kWe	15 kWe-2 MWe
<b>Motori media velocità</b>	400-600	< 1 MWe	0,5-10 MWe
<b>Motori bassa velocità</b>	100-200	< 3 MWe	2-20 MWe

Tabella 4.1: Classi di motori alternativi

Di conseguenza, i motori alternativi risultano particolarmente adatti in tutti i processi industriali caratterizzati da alti fabbisogni elettrici e da richieste termiche di acqua calda e non solo di vapore. Oltre ai vantaggi di natura termodinamica, le ragioni che rendono attraenti tali impianti in applicazioni cogenerative sono principalmente:

- costi complessivi di impianto contenuti;
- alti rendimenti anche a carichi parziali;
- elevate durate di esercizio;
- tempi di realizzazioni brevi anche grazie alla notevole standardizzazione delle taglie.

Per contro, presentano alcuni aspetti negativi quali:

- elevata rumorosità;
- alti costi di manutenzione;
- peso ed ingombro per unità di potenza elevati.

Inoltre, la problematica attualmente più significativa connessa all'utilizzo di motori alternativi, è legata all'inquinamento da ossido di azoto sempre presente in quantità elevate nei gas di scarico [43].

I motori alternativi si suddividono in due grandi categorie:

- motori a ciclo Otto, alimentati a metano;
- motori a ciclo Diesel, alimentati a gasolio.

I primi sono caratterizzati da prestazioni globali più elevate anche se in corrispondenza di rendimenti elettrici più bassi e di rapporti termo-elettrici  $\lambda$  più alti. In pratica, i motori a ciclo Diesel producono più energia elettrica e meno energia termica rispetto ai motori a ciclo Otto.

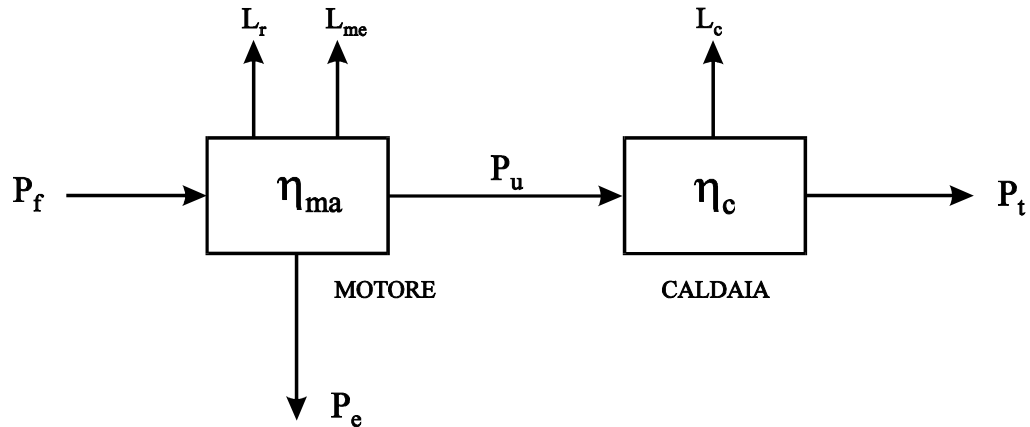
Determiniamo ora le prestazioni dei motori alternativi nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$  nel caso in cui si recupera tutto il calore disponibile sia ad alta che a bassa temperatura. Con riferimento allo schema del flusso di energia di Figura 4.29, possiamo scrivere la seguente equazione del bilancio energetico:

$$P_t = \eta_c \cdot [P_f \cdot (1 - L_r) - P_e \cdot (1 + L_{me})] \quad (4.39)$$

dove  $L_r$  sono le perdite di convezione ed irraggiamento del motore (3-5%),  $L_{me}$  le perdite di trasformazione dell'energia meccanica in energia elettrica (4-6%), ed  $\eta_c$  il rendimento della caldaia a recupero (75-80%).

Dividendo per la potenza fornita dal combustibile  $P_f$ , si ha:

$$\eta_e \cdot (1 + L_{me}) + \eta_t / \eta_c = (1 - L_r) \quad (4.40)$$



*Figura 4.29: Diagramma dei flussi di energia per motori alternativi*

che sul piano cartesiano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ ) rappresenta una retta di pendenza prossima a  $45^\circ$  (Figura 4.30).

Poiché per questi impianti il rendimento elettrico coincide con il rendimento del motore alternativo  $\eta_{ma}$ , il tratto di retta utile è quello compreso tra  $\eta_e = 0,30-0,40$ . Il limite inferiore corrisponde al rendimento dei motori a ciclo Otto che, in funzione della taglia, si attestano intorno a valori del 30-35%, mentre quello superiore corrisponde al rendimento dei motori a ciclo Diesel che variano nel range del 35-40%.

Nel caso in cui non viene recuperata l'energia termica a bassa temperatura, le perdite del motore  $L_r$  risultano più elevate, dell'ordine del 25-30%, per cui la retta in questione si trova molto più spostata verso sinistra evidenziando il rapido decadimento delle prestazioni dei motori nelle utilizzazioni termiche ad alta temperatura.

#### 4.1.5 IMPIANTI CON CELLE A COMBUSTIBILE

Come già ampiamente descritto nel primo capitolo, le Celle a Combustibile generano elettricità attraverso un processo elettrochimico nel quale l'energia immagazzinata nel combustibile è convertita direttamente in energia elettrica. All'interno della cella, in linea di principio, entra un combustibile (tipicamente idrogeno) e un ossidante (ossigeno o aria) che reagendo chimicamente provocano la scissione del carburante in molecole di idrogeno e ossigeno e da tale reazione si ricavano corrente elettrica continua, acqua e vapore.

La tecnologia delle celle a combustibile rappresenta uno dei sistemi avanzati più promettenti per la produzione di energia elettrica in assetto cogenerativo, in quanto, per come già ampiamente descritto nei primi capitoli, a differenza degli impianti

convenzionali, convertono direttamente l'energia chimica del combustibile in calore ed elettricità, senza i limiti propri del ciclo di Carnot, rendendo l'impianto adatto ad applicazioni di tipo cogenerativo. La conversione elettrochimica del combustibile consente di ottenere vantaggi significativi:

- Elevati rendimenti elettrici rispetto agli impianti convenzionali che, a seconda della filiera tecnologica e nella configurazione di impianto a ciclo semplice, variano dal 35% al 55% (rispetto al potere calorifico inferiore del combustibile);
- Rendimento indipendente dalle dimensioni dell'impianto, diversamente da quanto accade per gli impianti convenzionali influenzati dal cosiddetto "effetto scala", ovvero dalla riduzione del rendimento al diminuire della taglia dell'impianto;
- Possibilità di adeguarsi prontamente alle variazioni del carico determinando, a differenza degli impianti convenzionali, una minima perdita di efficienza. Una cella può operare tra il 30% e il 100% del carico senza subire significative cadute di rendimento, che anzi migliora a carico parziale a causa della diminuzione delle perdite di polarizzazione;

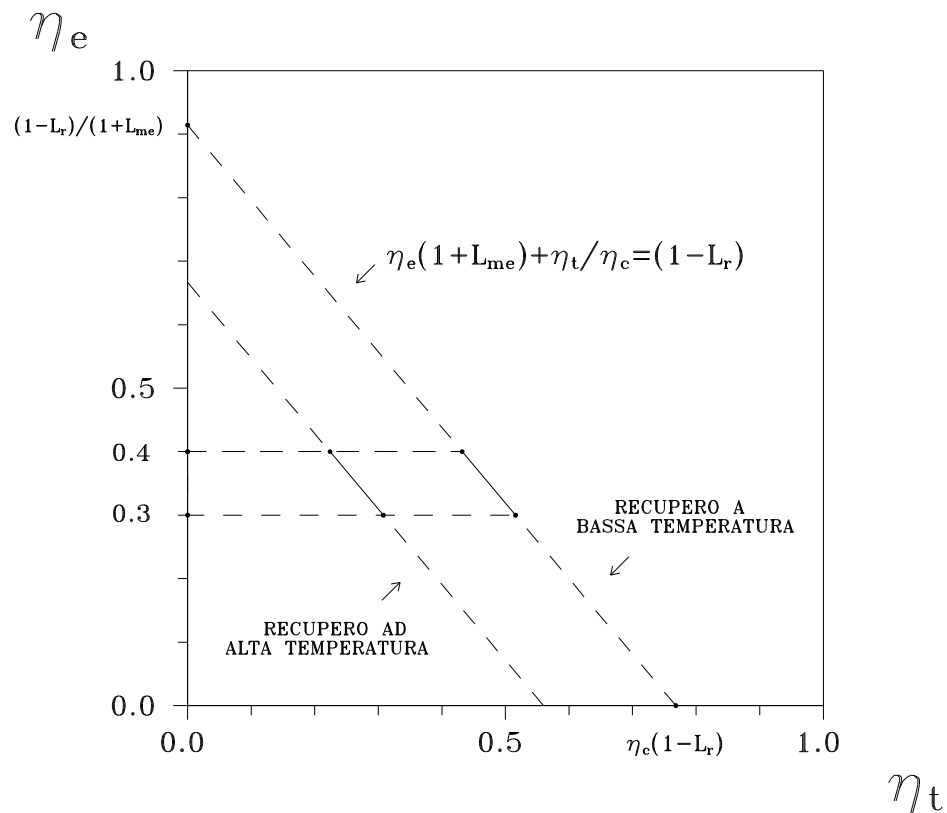


Figura 4.30: Prestazioni dei motori alternativi nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$

- Duttilità e flessibilità di esercizio rispetto ai combustibili impiegati, in quanto alcune configurazioni possono impiegare gas naturale, biogas, gas di discarica, gas da carbone, metanolo o altri combustibili fossili opportunamente trattati;
- Ridottissimo impatto ambientale sia da un punto di vista delle emissioni gassose che di quelle acustiche. I sistemi a fuel cells, oltre ad avere un livello di rumorosità estremamente basso che risulta inferiore ai 60 dBA a 10 mt, producono livelli di emissioni gassose molto al di sotto di quelle degli impianti convenzionali di taglia equivalente. Può considerarsi infatti trascurabile la quantità di NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>, CO e particolato prodotta, ed è molto bassa la quantità di CO<sub>2</sub> immessa nell'ambiente.

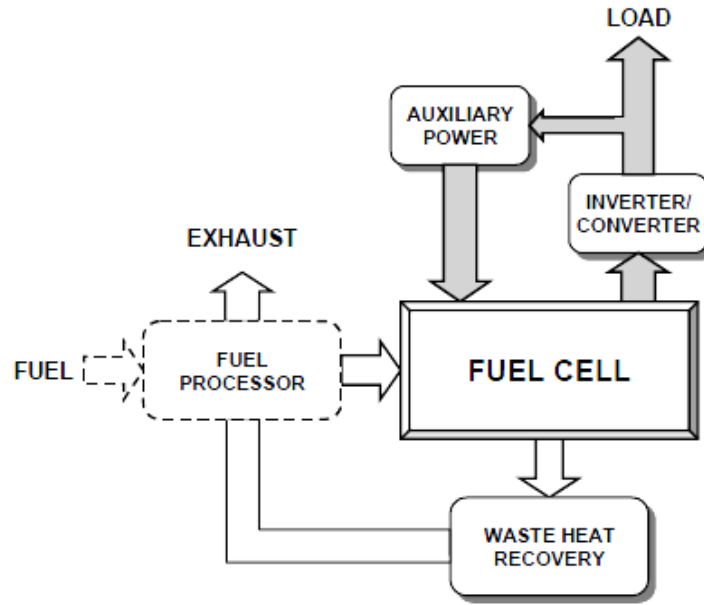
Un ulteriore vantaggio delle celle a combustibile in assetto cogenerativo è la loro natura modulare che permette di programmare l'installazione di un'ampia gamma di potenze, il che facilita la realizzazione di diverse tipologie di impianti capaci di soddisfare le esigenze della domanda attuale, con la possibilità di adeguamento successivo alla crescita della domanda attraverso investimenti graduati nel tempo.

#### **4.1.5.1 Celle a Combustibile con Recupero Semplice**

Indipendentemente dalla tipologia di elettrolita utilizzato, da un punto di vista tecnico un impianto a celle a combustibile può essere schematicamente suddiviso in tre Sezioni: Sezione Elettrochimica, Sezione di Trattamento del combustibile e Sezione di Condizionamento della potenza elettrica (Figura 4.31).

La Sezione Elettrochimica, genericamente indicata come Stack, rappresenta il cuore del sistema di generazione di potenza dell'impianto ed è costituita da uno o più stack di celle elementari. Tale sezione è costituita dall'anodo e dal catodo, ove avvengono le reazioni chimiche che presiedono all'ossidazione del combustibile, e dall'elettrolita che ha funzioni di trasporto degli ioni da un elettrodo all'altro. La Sezione di Trattamento del combustibile, genericamente indicata come Reformer, posta a monte della sezione elettrochimica, o all'interno della stessa, ha la funzione di trasformare il combustibile in un gas ricco di idrogeno, purificato secondo le necessità imposte dalla tipologia specifica di cella. Tale sezione è costituita generalmente da un desolfatore, da un reformer e da un shift-converter. La Sezione di Condizionamento della potenza elettrica, genericamente indicata come Inverter, posta a valle della sezione elettrochimica, ha la funzione di convertire la corrente continua prodotta dalla cella in alternata e di elevare e regolare la tensione in uscita, in caso di collegamento in rete.





**Figura 4.31:** Schema semplificato d'impianto a celle a combustibile

Completano l'impianto un sistema di regolazione e recupero del calore, il cui compito principale è di fornire l'apporto termico richiesto dalla Sezione di Trattamento del combustibile e permettere il recupero del calore residuo, rendendolo disponibile alle utenze.

In Figura 4.32 sono riportati i diagrammi dei flussi di energia per una cella sia con processo di reforming esterno e sia con processo di reforming interno. Per entrambi gli schemi, l'equazione di bilancio energetico può essere scritta come:

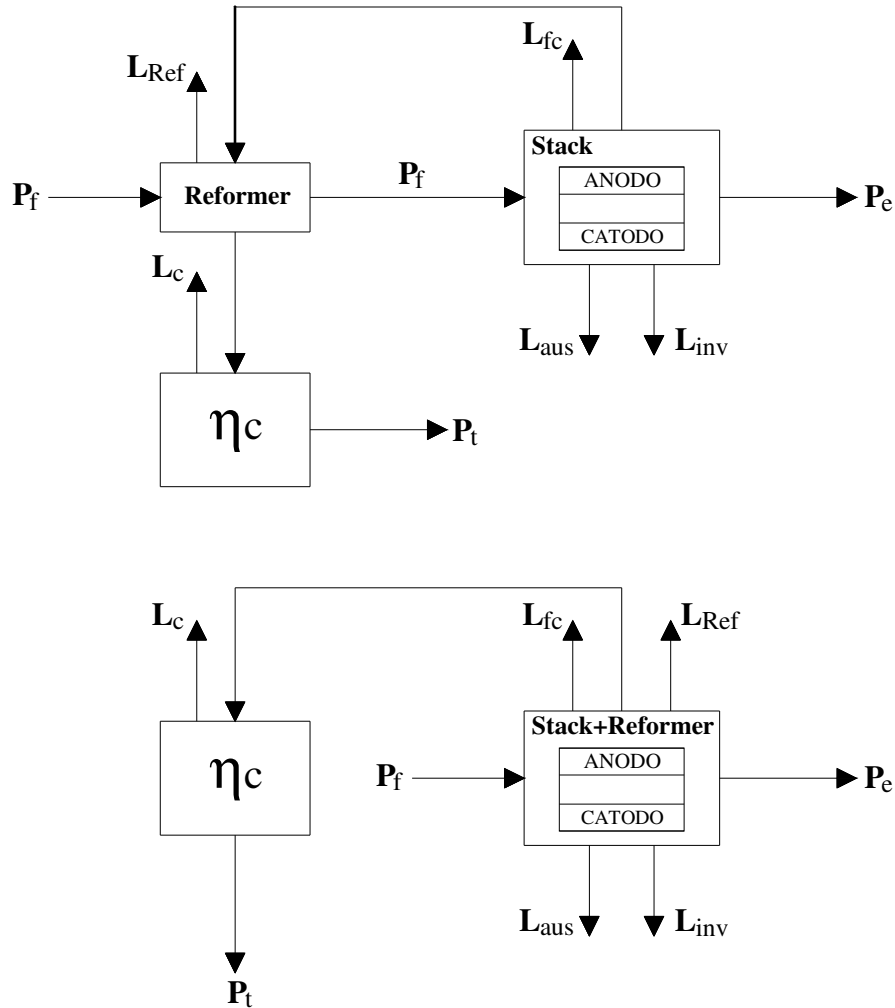
$$P_t = \eta_c \cdot (1 - L_{Ref}) \cdot [P_f \cdot (1 - L_{fc}) - P_e \cdot (1 + L_{inv}) \cdot (1 + L_{aus})] \quad (4.41)$$

dove  $L_{fc}$  sono le perdite termiche sull'involucro dell'ordine del 1%,  $L_{aus}$  le perdite elettriche per i circolatori ausiliari pari al 7-9%, e  $L_{inv}$  le perdite all'inverter di trasformazione dell'energia elettrica da continua ad alternata, pari a al 6-8% della potenza prodotta,  $L_{Ref}$  le perdite termiche per il calore necessario al processo di reforming dell'ordine del 10-15%, tutte variabili in funzione della tipologia di cella.

Dividendo per la potenza fornita dal combustibile, si ha:

$$\eta_t = \eta_c \cdot (1 - L_{Ref}) \cdot [(1 - L_{fc}) - \eta_e \cdot (1 + L_{aus}) \cdot (1 + L_{inv})] \quad (4.42)$$

che sul piano cartesiano ( $\eta_t$ ,  $\eta_e$ ) rappresenta una retta di pendenza prossima a 45° (Figura 4.33). Poiché per questi impianti il rendimento elettrico coincide con il rendimento della cella a combustibile, il tratto di retta utile è quello compreso tra  $\eta_e = 0,30-0,50$ .



**Figura 4.32:** Diagramma dei flussi di energia per una cella con reforming esterno ed interno

Il limite inferiore corrisponde al rendimento delle celle a combustibile a bassa temperatura che, in funzione della taglia, si attestano intorno a valori del 30-40%, mentre quello superiore corrisponde al rendimento delle celle a combustibile a media ed alta temperatura che variano nel range del 40-50%.

#### 4.1.5.2 Sistemi Ibridi Cella a Combustibile / MTG

Per come già dettagliatamente descritto nel terzo capitolo, le caratteristiche di funzionamento delle celle a combustibile ad alta temperatura ben si integrano in cicli termodinamici tradizionali, come quelli a gas, realizzando un sistema ibrido in grado di garantire un'efficienza elettrica, fino al 70 % ed oltre, ben più elevata rispetto ai migliori cicli esistenti, ovvero rispetto ai cicli combinati gas/vapore che attualmente raggiungono efficienze di produzione elettrica pari al 55%.

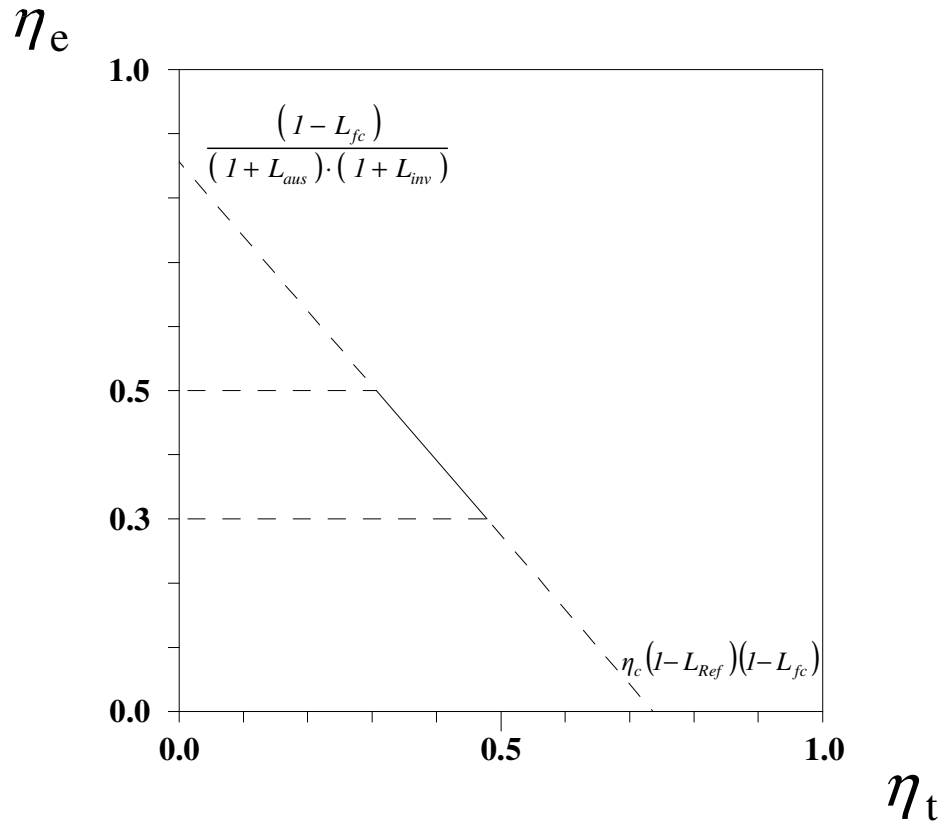
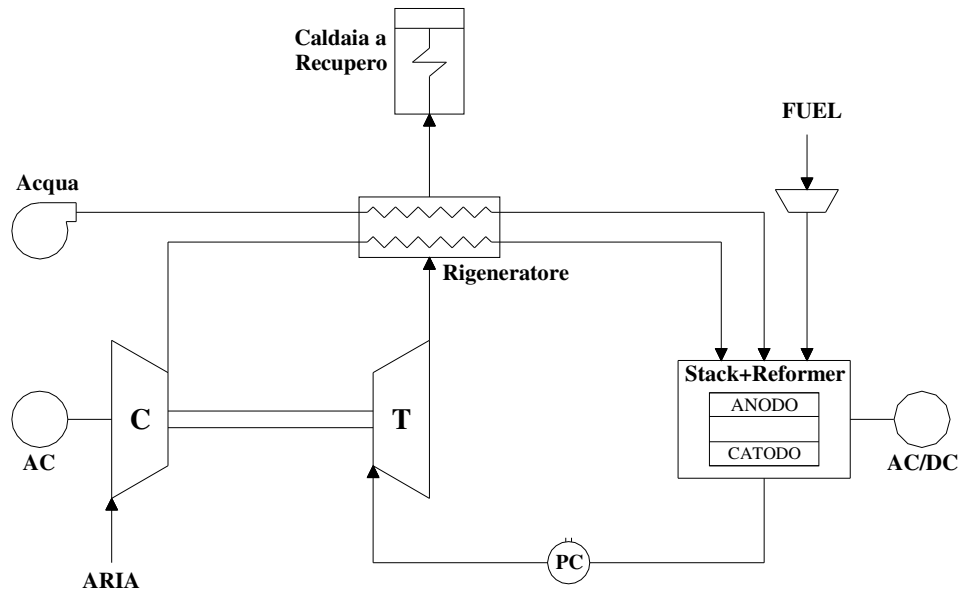


Figura 4.33: Prestazioni delle celle a combustibile nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$

Infatti, mentre nel loro funzionamento base, l'aumento dell'efficienza delle celle ad alta temperatura può essere ottenuto solo a fronte di costosi interventi di pressurizzazione del sistema, nel ciclo integrato, se l'accoppiamento con la turbina è realizzato in modo ottimale, l'aria pressurizzata di cui necessita la cella può essere fornita dal compressore collegato alla turbina a gas.

Nel ciclo ibrido Brayton-cella a combustibile, quest'ultima è inserita al posto della camera di combustione, assolvendo al ruolo di ossidatore del combustibile e generando energia elettrica e gas caldi che vengono avviati all'espansione in turbina, per un'ulteriore produzione di elettricità.

La varietà delle tecnologie attualmente proposte non consente di proporre una sintesi univoca dei vari schemi di impianto in fase di sviluppo. Lo schema preso da riferimento per la caratterizzazione energetica del sistema ibrido è rappresentato schematicamente in Figura 4.34, in cui il ciclo ibrido è costituito da una microturbina a gas, con camera di combustione sostituita dalla celle a combustibile (SOFC o MCFC), alimentata con aria compressa dal compressore e preriscaldata in un rigeneratore, e con un combustibile (gas naturale) a sua volta preriscaldato, desolfurato e compresso.



*Figura 4.34: Schema semplificato di un impianto ibrido celle a combustibile-microturbina a gas*

In sintesi, l'aria che attraversa il compressore, giunge in un rigeneratore in controcorrente, in cui riceve energia termica dai gas in uscita dalla turbina; arriva, quindi, alla sezione elettrochimica della cella ove reagisce con il combustibile. All'uscita del modulo è prevista una camera di combustione dove i gas esausti, ricchi di incombusti, vengono bruciati, sfruttando il combustibile non utilizzato in cella, ed impiegati per innalzare la TIT della turbina, incrementando ulteriormente il rendimento; questi infine espandono in turbina, per generare ulteriore potenza meccanica, necessaria ad azionare sia il compressore, ad essa accoppiato, che il generatore di energia elettrica, e calore per le utenze cogenerative. I principali vantaggi di tale ciclo sono i seguenti [53]:

- massimizzazione della conversione del combustibile e aumento dell'efficienza della cella;
- ciclo semplice e minimo numero di componenti;
- basso valore della pressione di esercizio della cella a combustibile;
- basso valore della temperatura di immissione in turbina, circa 1082°C per le SOFC, e 788°C per le MCFC; inoltre non è richiesto il raffreddamento delle pale del rotore della turbina;
- relativa semplicità per la rimozione del calore dalla cella, compiuta da una portata di aria in eccesso;
- adattabilità a sistemi di piccola scala di potenza.

Tuttavia si deve tener conto che:

- l'efficienza e il lavoro in uscita dal ciclo sono sensibili alle perdite di pressione, alle differenze di temperatura ed all'efficienza della cella, del compressore e della turbina;
- sono richiesti grossi scambiatori di calore a causa delle caratteristiche dei fluidi in essi evolvanti;
- vi è bisogno di un notevole sforzo per adattare l'attrezzatura del compressore e della turbina alla temperatura e alla pressione di esercizio della cella.

Con riferimento allo schema di Figura 4.35, il bilancio globale di energia per un ciclo ibrido cella a combustibile-microturbina a gas è il seguente:

$$P_{tU}^{FC} \cdot (1 - L_r) = \frac{P_{tU}^{MTG}}{(1 - L_{Rig})} + P_e^{MTG} \cdot (1 + L_{inv}^{MTG}) \quad (4.43)$$

dove  $L_r$  sono le perdite di convezione ed irraggiamento della turbina, dell'ordine del 3-4%,  $L_{inv}$  le perdite di trasformazione dell'energia elettrica, circa il 6-8% e  $L_{Rig}$  le perdite termiche al rigeneratore pari a circa il 10%.

Il termine  $P_{tU}^{FC}$  dell'Equazione 4.43, rappresenta la potenza termica utile prodotta dalla cella che espande in turbina. Con riferimento all'Equazione 4.41 si ha:

$$P_{tU}^{FC} = (1 - L_{Ref}) \cdot [P_f \cdot (1 - L_{fc}) - P_e^{FC} \cdot (1 + L_{aus}) \cdot (1 + L_{inv}^{FC})] \quad (4.44)$$

dove  $L_{fc}$  sono le perdite termiche sull'involucro dell'ordine del 1%,  $L_{aus}$  le perdite elettriche per i circolatori ausiliari pari al 7-9%, e  $L_{inv}$  le perdite all'inverter di trasformazione dell'energia elettrica da continua ad alternata, pari a al 6-8% della potenza prodotta,  $L_{Ref}$  le perdite termiche per il calore necessario al processo di reforming dell'ordine del 10-15%.

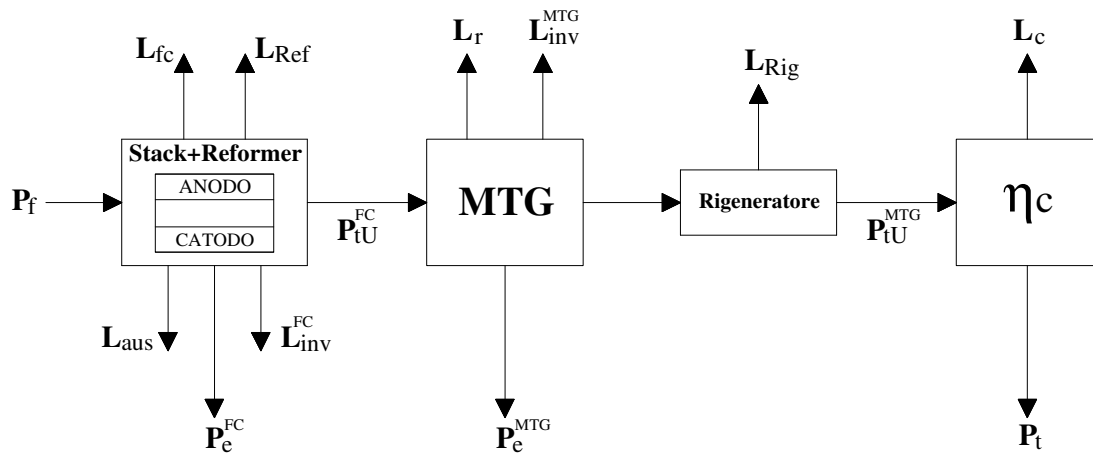


Figura 4.35: Diagramma dei flussi di energia per un sistema ibrido cella a combustibile-MTG

Il termine  $P_{tU}^{MTG}$  dell'Equazione 4.43, rappresenta la potenza termica utile a valle della microturbina a gas, al netto del calore fornito al rigeneratore al fine di preriscaldare l'aria ed il combustibile in ingresso alla sezione elettrochimica. Tale valore di potenza termica è dato dalla seguente relazione:

$$P_{tU}^{MTG} = P_t / \eta_c \quad (4.45)$$

Il termine  $P_e^{MTG}$  dell'Equazione 4.43, rappresenta la potenza elettrica prodotta a valle della microturbina che è funzione del rendimento elettrico della stessa e della potenza termica utile  $P_{tU}^{FC}$  prodotta dalla cella che espande nella turbina stessa, secondo la relazione:

$$P_e^{MTG} = \eta_e^{MTG} \cdot P_{tU}^{FC} \quad (4.46)$$

La potenza elettrica totale prodotta dall'impianto è data dalla somma del contributo della cella a combustibile e della microturbina a gas:

$$P_e = P_e^{FC} + P_e^{MTG} \quad (4.47)$$

da cui:

$$P_e^{MTG} = P_e - P_e^{FC} \quad (4.48)$$

Sostituendo le relazioni relative ai termini  $P_{tU}^{MTG}$  e  $P_e^{MTG}$  nell'equazione 4.43 si ottiene l'equazione di bilancio energetico per un sistema ibrido:

$$P_{tU}^{FC} \cdot (1 - L_r) = \frac{P_t}{\eta_c \cdot (1 - L_{Rig})} + (P_e - P_e^{FC}) \cdot (1 + L_{inv}^{MTG}) \quad (4.49)$$

Introducendo la relazione 4.44, si ha:

$$\begin{aligned} \frac{P_t}{\eta_c \cdot (1 - L_{Rig})} &= P_{tU}^{FC} \cdot (1 - L_r) - (P_e - P_e^{FC}) \cdot (1 + L_{inv}^{MTG}) = \\ &(1 - L_r)(1 - L_{Ref}) \left[ P_f \cdot (1 - L_{fc}) - P_e^{FC} \cdot (1 + L_{aus}) \cdot (1 + L_{inv}^{FC}) \right] - (P_e - P_e^{FC}) \cdot (1 + L_{inv}^{MTG}) \end{aligned} \quad (4.50)$$

che, con la relazione che esprime la potenza elettrica totale del ciclo in funzione della potenza elettrica prodotta dalla cella a combustibile e dalla microturbina a gas:

$$\begin{aligned} P_e &= P_e^{FC} + P_e^{MTG} = \\ &P_e^{FC} + \eta_e^{MTG} \cdot (1 - L_{Ref}) \cdot \left[ P_f \cdot (1 - L_{fc}) - P_e^{FC} \cdot (1 + L_{aus}) \cdot (1 + L_{inv}^{FC}) \right] \end{aligned} \quad (4.51)$$

rappresentano le equazioni di bilancio energetico del sistema.

Dividendo per la potenza fornita dal combustibile, si ha:

$$\frac{\eta_t}{\eta_c \cdot (1 - L_{Rig})} = \left[ P_{tU}^{FC} \cdot (1 - L_r) - (P_e - P_e^{FC}) \cdot (1 + L_{inv}^{MTG}) \right] / P_f = \quad (4.52)$$

$$(1 - L_r)(1 - L_{Ref}) \left[ (1 - L_{fc}) - \eta_e^{FC} (1 + L_{aus}) (1 + L_{inv}^{FC}) \right] - (\eta_e - \eta_e^{FC}) (1 + L_{inv}^{MTG})$$

con:

$$\eta_e = \eta_e^{FC} + \eta_e^{MTG} \cdot (1 - L_{Ref}) \cdot \left[ (1 - L_{fc}) - \eta_e^{FC} \cdot (1 + L_{aus}) \cdot (1 + L_{inv}^{FC}) \right] \quad (4.53)$$

Il tratto di retta utile per questo tipo di impianti, sul piano cartesiano  $(\eta_t, \eta_e)$ , è delimitato da rendimenti elettrici più elevati rispetto alle celle a combustibile a funzionamento semplice, che si innalzano fino a valori compresi tra 48-61% e rendimenti termici compresi tra 18-28% (Figura 4.36). I valori minimi e massimi di tali range sono determinati in corrispondenza rispettivamente dei minimi valori di rendimento elettrico della cella e della microturbina (pari a 0,40 e 0,18), e dei massimi valori di rendimento elettrico della cella e della microturbina (pari a 0,50 e 0,30).

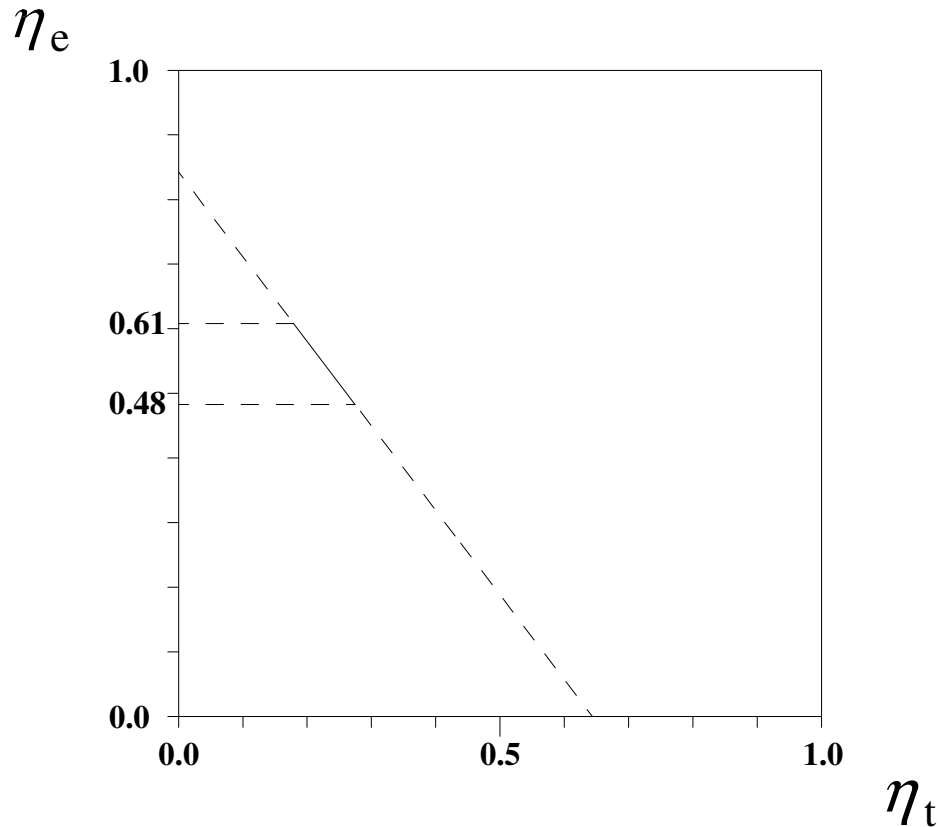


Figura 4.36: Prestazioni dei sistemi ibridi celle a combustibile-MTG nel piano  $(\eta_t, \eta_e)$

## **4.2 CONFRONTO PRESTAZIONALE TRA SISTEMI COGENERATIVI IDONEI**

### **AD UTENZE RESIDENZIALI**

Nel presente paragrafo sono analizzate le prestazioni di motori primi cogenerativi ritenuti idonei per applicazioni nel settore residenziale. Tenuto conto di questa specifica utilizzazione, non sono stati considerati i cicli a vapore, i cicli combinati ed i sistemi ibridi, che per dimensione e qualità del recupero termico trovano applicazione soprattutto nel settore industriale e nella generazione stazionaria di energia elettrica.

Il confronto, effettuato in funzione dei parametri energetici, ambientali e prestazionali che risultano critici nel dimensionamento ottimale di un sistema di trigenerativo, ha quindi riguardato:

- Turbine a Gas a ciclo semplice;
- Microturbina a Gas;
- Motori a Combustione Interna a gas;
- Celle a Combustibile a media ed alta temperatura.

Occorre precisare che i sistemi cogenerativi presi in considerazione sono tutti alimentati a gas naturale, che rappresenta il combustibile maggiormente disponibile, meno inquinante e più economico. Inoltre, il confronto prestazionale tra i diversi motori, è stato condotto facendo riferimento sia ai valori di targa dichiarati dai costruttori sia ai dati reperiti in letteratura [52, 54, 55].

#### **4.2.1. INDICATORI ENERGETICI ED AMBIENTALI**

Le prestazioni di un impianto che produce due forme di energia distinte, quale un impianto di cogenerazione, possono essere valutate a partire dai due parametri fondamentali, già definiti nel paragrafo 4.1:

- il rendimento elettrico  $\eta_e = P_e / P_f$  ;
- il rendimento termico  $\eta_t = P_t / P_f$  ;

La rappresentazione grafica di tali indici caratteristici è stata parametrizzata in funzione del rapporto termo-elettrico  $\lambda$ , in maniera tale da creare una corrispondenza tra le prestazioni energetiche degli impianti ed fabbisogni elettrici e termici delle utenze.

#### **FATTORE DI UTILIZZO DEL COMBUSTIBILE;**

Il fattore di utilizzo del combustibile, generalmente denominato rendimento di 1° principio, è definito come il rapporto fra la somma degli effetti utili, potenza elettrica  $P_e$



e potenza termica  $P_t$  fornite dall'impianto, e la potenza "spesa" in termini di combustibile  $P_f$ :

$$FUC = \frac{P_e + P_t}{P_f} = \eta_e + \eta_t \quad (4.54)$$

Pur essendo l'indice più frequentemente utilizzato, ha uno scarso significato termodinamico ed è spesso fuorviante in quanto attribuisce lo stesso "peso" a due grandezze che hanno valore energetico ed economico assai differente.

### RENDIMENTO EQUIVALENTE

È in pratica un rendimento di 2° principio in quanto attribuisce un valore diverso alla potenza elettrica  $P_e$  ed alla potenza termica  $P_t$  cogenerate. Purtroppo, non esiste una via univocamente accettata per attribuire giusti pesi alle due forme energetiche che compaiono al numeratore del FUC; numerose sono infatti in letteratura le formulazioni del rendimento equivalente sia in chiave termodinamica che economica [39, 40].

La via termodinamicamente più corretta è quella di convertire il termine  $P_t$  in energia pregiata (lavoro meccanico o energia elettrica), mediante un fattore moltiplicativo minore di uno:

$$\eta_{eq} = \frac{P_e + \eta_e^* / \eta_t^* \cdot P_t}{P_f} = \eta_e + 0,50 \cdot \eta_t \quad (4.55)$$

con:

- $\eta_e^*=0,40$ : il rendimento elettrico di riferimento pari al rendimento medio delle centrali termoelettriche dell'ENEL;
- $\eta_t^*=0,80$ : rendimento termico di riferimento pari al rendimento di una caldaia domestica.

Il termine  $P_t \eta_e^* / \eta_t^*$  può essere considerato come una potenza elettrica aggiuntiva. Infatti, il rapporto  $P_t / \eta_t^*$  rappresenta la quota parte di combustibile imputabile alla produzione della potenza termica  $P_t$  mentre  $\eta_e^*$  rappresenta il rendimento medio con il quale una centrale ENEL converte la potenza fornita dal combustibile in potenza elettrica.

### INDICE DI RISPARMIO DI ENERGIA PRIMARIA

Si riferisce al potenziale risparmio di combustibile consentito da un impianto di cogenerazione rispetto alla generazione separata delle stesse quantità di potenza elettrica e termica. Fra i vari indicatori di merito per valutare il risparmio di energia primaria di un

impianto di cogenerazione è il più diffuso nella letteratura tecnica internazionale. Il consumo di combustibile  $P_{f,s}$  relativo alla generazione separata di  $P_e$  e  $P_t$  è esprimibile dalla relazione:

$$P_{f,s} = \frac{P_e}{\eta_e^* \cdot p} + \frac{P_t}{\eta_t^*} \quad (4.56)$$

dove  $\eta_e^*$  ed  $\eta_t^*$  rappresentano i rendimenti di riferimento precedentemente definiti, mentre il coefficiente  $p$  rappresenta l'ulteriore risparmio energetico relativo alle minori perdite di trasporto dell'elettricità che gli impianti di cogenerazione determinano quando immettono energia elettrica nel sistema elettrico nazionale (si evitano le perdite sulle reti di media o alta tensione) o quando viene autoconsumata l'energia elettrica autoprodotta (si evitano le perdite associate al trasporto di energia elettrica fino al livello di tensione cui gli impianti stessi sono allacciati).

L'indice di risparmio di energia primaria è pertanto dato dalla relazione:

$$IRE = \frac{P_{f,s} - P_f}{P_{f,s}} = 1 - \frac{P_f}{P_{f,s}} \quad (4.57)$$

Dividendo per la potenza fornita dal combustibile  $P_f$  si ha:

$$IRE = 1 - \frac{1}{p \cdot \eta_e / \eta_e^* + \eta_t / \eta_t^*} \quad (4.58)$$

## INDICE DI IMPATTO AMBIENTALE

Viene definito un Indice di Impatto Ambientale riferito al potenziale impatto sull'inquinamento atmosferico prodotto dalle emissioni dei principali gas climalteranti tipicamente emessi da un impianto termoelettrico a gas naturale:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_x$ .

Ciascuno di tali gas è direttamente o indirettamente responsabile dei diversi fenomeni connessi al cambiamento climatico: effetto serra ( $\text{CO}_2$ ), deposizioni acide ( $\text{NO}_x$ ), smog fotochimico ( $\text{CO}$ ). Tali fenomeni connessi al cambiamento climatico, come noto, scaturiscono da effetti ambientali diversi e non comparabili tra loro.

Di conseguenza, sebbene esistano degli indicatori universalmente riconosciuti per quantificare l'impatto dei diversi gas climalteranti sui singoli fenomeni ambientali (Global Warming Potential, Photochemical Ozone Creation Potential, Acidification Potential), non esiste una via univocamente accettata per determinare l'impatto globale che le sostanze inquinanti hanno sull'ambiente. Ciò in virtù anche del fatto che ciascun componente

chimico può contribuire a più effetti ambientali, ed in misura differente a seconda dell'effetto che si considera.

L'indicatore di Impatto Ambientale proposto, ha come obiettivo quello di aggregare i quantitativi delle principali sostanze emmissive prodotte da un impianto termoelettrico in funzione dei valori limite di emissione introdotti dal D.M. 23/11/2001. Tale decreto, regola la raccolta dati per l'istituzione dell'inventario nazionale delle emissioni prodotte dai complessi industriali, classificati IPPC, in applicazione della direttiva europea 96/61/CE per la prevenzione e la riduzione integrata dell'inquinamento, ovvero la cosiddetta direttiva IPPC (Integrated Pollution Prevention and Control).

L'Indice di Impatto Ambientale si basa su un sistema di fattori di equivalenza che consentono di "pesare", in funzione dei valori limite di soglia stabiliti dalla normativa in materia, le varie sostanze inquinanti prodotte da una sorgente emissiva sulla base di un'unità di misura di riferimento, il kg di CO<sub>2</sub> equivalente, utilizzata per determinare l'impatto globale della sorgente sull'ambiente.

In Tabella 4.2 vengono sintetizzati i valori limiti delle sostanze emmissive considerate ed i relativi fattori di conversione. Dalla tabella si può notare come CO e NO<sub>x</sub> abbiano elevati fattori di conversione, che producono rilevanti impatti negativi sull'ambiente, rispetto alla CO<sub>2</sub>, ma si deve anche aggiungere che tali composti sono prodotti in quantità minime rispetto al biossido di carbonio.

L'Indice di Impatto Ambientale sarà quindi calcolato in funzione dei kWh elettrici prodotti rapportando la somma pesata in kg CO<sub>2</sub>eq/kWh delle sostanze inquinanti, prodotte da combustibile utilizzato, ed il rendimento elettrico:

$$I_{Amb} = \frac{\sum_i p_i \cdot S_i}{\eta_e} \quad (4.59)$$

dove  $S_i$  è la sostanza inquinante, misurata in kg/kWh di combustibile, e  $p_i$  è il fattore di conversione, espresso in kg di CO<sub>2</sub>eq/kg.

Sostanza Inquinante	Valore Limite [kg/anno]	Fattore di Conversione
CO <sub>2</sub>	100 x 10 <sup>6</sup>	1
CO	500 x 10 <sup>3</sup>	200
NO <sub>x</sub>	100 x 10 <sup>3</sup>	1.000

Tabella 4.2: Fattori di conversione emissioni

Nelle rappresentazioni grafiche di Figura 4.34, sono riportati i campi di variazione degli indici caratteristici presi in esame nel range di variabilità del rendimento termico ed elettrico, ovvero del conseguente rapporto  $\lambda$ , per le tipologie di sistemi cogenerativi presi in considerazione. Le zone indicate per ciascuna tipologia di impianto, si riferiscono alle condizioni di funzionamento delle principali soluzioni commerciali presenti oggi sul mercato. Per quanto riguarda l'Indice di Impatto Ambientale, vengono considerati i valori delle emissioni medie prodotte dai sistemi di cogenerazione, riportati in Tabella 4.3.

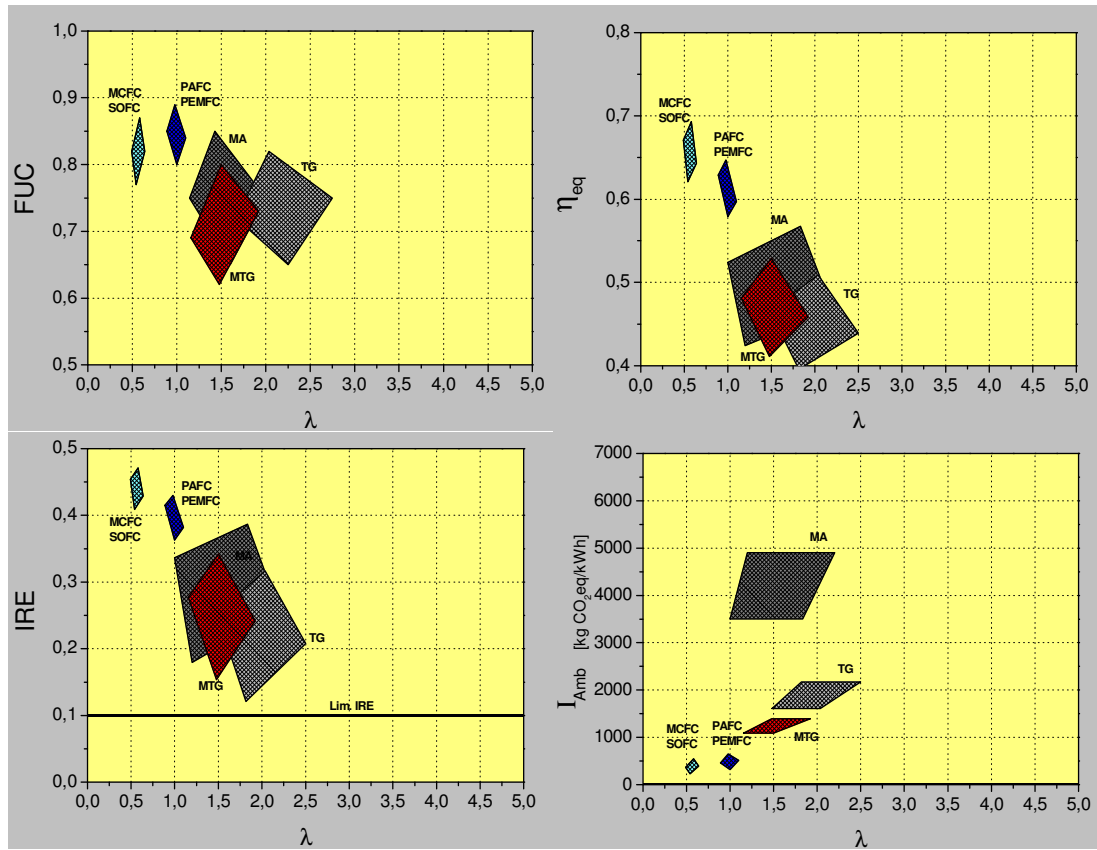


Figura 4.34: Variazione degli indici caratteristici in funzione di  $\lambda$  per impianti di piccola taglia

IMPIANTO →	Motore a Combust.	Turbina a Gas Ciclo Semplice	MicroTurbina a Gas	Cella a Combustibile
<b>Emissioni Medie Prodotte [gr/kWh di combustibile] (impianti alimentati a Gas Naturale) [56]</b>				
CO <sub>2</sub>	180	182	180	186
CO	0,872	0,070	0,164	0,008
NO <sub>x</sub>	0,872	0,239	0,136	0,01

*Tabella 4.2: Valori di emissioni medie per impianti di piccola taglia***4.2.2. EFFETTO SCALA SUL RENDIMENTO ELETTRICO NOMINALE**

Le prestazioni di alcuni sistemi cogenerativi convenzionali sono pesantemente influenzate dalla dimensione dell'impianto, ovvero dal cosiddetto "effetto scala", che determina un rapporto di proporzionalità tra aumento della taglia e aumento del rendimento nominale.

A tal fine, sulla base dei dati disponibili per ciascuna tecnologia cogenerativa e nel range di taglia d'interesse, riferiti come già anticipato sia a dati di targa che a dati reperiti in letteratura, è stato possibile determinare una funzione caratteristica della variazione del rendimento elettrico nominale in funzione della taglia, attraverso l'interpolazione dei dati.

Il rendimento nominale  $\eta_e^{nom}$  (in %), è quindi stimato in funzione della potenza elettrica installata ( $P_e$ ), attraverso le seguenti relazioni determinate per ciascuna tipologia d'impianto:

- Turbine a Gas a ciclo semplice;

$$\eta_e^{nom} = 7,83 \cdot \text{Log}(P_e) + 4,63 \quad (4.60)$$

- Microturbina a Gas;

$$\eta_e^{nom} = 8,9 \cdot \text{Log}(P_e) + 11,9 \quad (4.61)$$

- Motori a Combustione Interna a gas;

$$\eta_e^{nom} = 4,06 \cdot \text{Log}(P_e) + 26,05 \quad (4.62)$$

- Celle a Combustibile a media ed alta temperatura;

$$\eta_e^{nom} = \eta_e \quad \forall P_e \quad (4.63)$$

In Figura 4.35, sono sintetizzate le variazioni del rendimento nominale in funzione della taglia, per ciascuna tecnologia considerata, da cui è possibile evidenziare come, per i sistemi basati sulle celle a combustibile, il rendimento elettrico si mantenga costante anche per piccole installazioni, grazie alle loro caratteristiche di modularità.

**4.2.3. VARIAZIONE DEL RENDIMENTO ELETTRICO AI CARICHI PARZIALI**

Uno degli aspetti maggiormente critici nel dimensionamento ottimale di un impianto di cogenerazione, è rappresentato dal decadimento delle prestazioni dell'impianto al funzionamento a carichi parziali. Ciò è maggiormente rilevante nel settore residenziale, dove i fabbisogni energetici dell'utenza sono fortemente variabili, non solo durante l'anno, ma soprattutto nell'arco della stessa giornata.

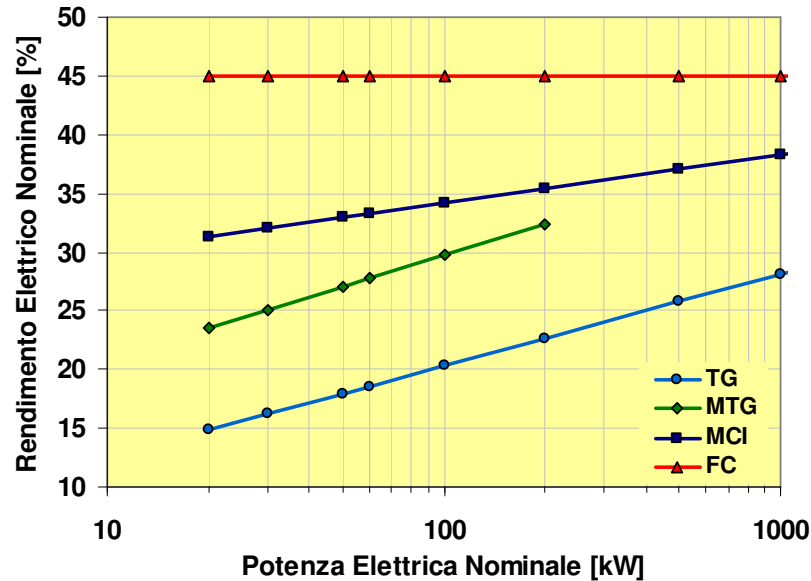


Figura 4.35: Variazione del rendimento nominale in funzione della taglia

La possibilità di inseguire le variazioni del carico in maniera efficiente, ha una forte ricaduta sulla possibilità d'impiego di una tecnologia, dal un punto di vista economico, energetico ed ambientale.

I dati interpolati fanno riferimento alle dichiarazioni dei costruttori sulle variazioni del rendimento elettrico al variare percentuale del carico ( $x$ ) rispetto al carico nominale, considerato pari ad 1.

Nel seguito sono quindi riportate le funzioni caratteristiche del decadimento percentuale del rendimento elettrico  $\eta_{rid}$  in funzione della percentuale di carico ( $x$ ), per ciascuna tipologia d'impianto:

- Turbine a Gas a ciclo semplice;

$$\eta_{rid} = 1,22 \cdot \text{Log}(x) + 1 \quad x = P_{e\_rid} / P_{e\_nom} \quad (4.64)$$

da cui si ricava che al 75% di modulazione del carico, il rendimento si riduce al 85% del rendimento nominale, ed al 50% del carico al 63%.

- Microturbina a Gas;

$$\eta_{rid} = 0,45 \cdot \text{Log}(x) + 1 \quad x = P_{e\_rid} / P_{e\_nom} \quad (4.65)$$

da cui si ricava che al 75% di modulazione del carico, il rendimento si riduce al 95% del rendimento nominale, ed al 50% del carico al 88%.

- Motori a Combustione Interna a gas;

$$\eta_{rid} = 0,68 + 0,32 \cdot x \quad x = P_{e\_rid} / P_{e\_nom} \quad (4.66)$$

da cui si ricava che al 75% di modulazione del carico, il rendimento si riduce al 92% del rendimento nominale, ed al 50% del carico al 84%.

- Celle a Combustibile a media ed alta temperatura;

$$\eta_{rid} = 1 - \forall x \quad x = P_{e\_rid} / P_{e\_nom} \quad (4.67)$$

La Figura 4.36 mette a confronto le propensioni alla modulazione del carico delle diverse tecnologie.

#### 4.2.3. EFFETTO SCALA SUL COSTO UNITARIO D'IMPIANTO

Analogamente a quanto trattato rispetto al rendimento nominale, anche i costi unitari d'impianto dei sistemi cogenerativi convenzionali sono pesantemente influenzati dall' "effetto scala", in questo caso in un rapporto di inversa proporzionalità rispetto alla taglia. L'indagine condotta sui principali motori cogenerativi attualmente disponibili sul mercato, ha permesso di determinare le seguenti funzioni caratteristiche, rappresentative della variazione del costo unitario d'impianto ( $c_{imp}$ ) in funzione della potenza elettrica installata ( $P_e$ ):

- Turbine a Gas a ciclo semplice;

$$c_{imp} = 2,26 - 0,40 \cdot \text{Log}(P_e) \quad (4.68)$$

- Microturbina a Gas;

$$c_{imp} = 3,6 - 0,95 \cdot \text{Log}(P_e) \quad (4.69)$$

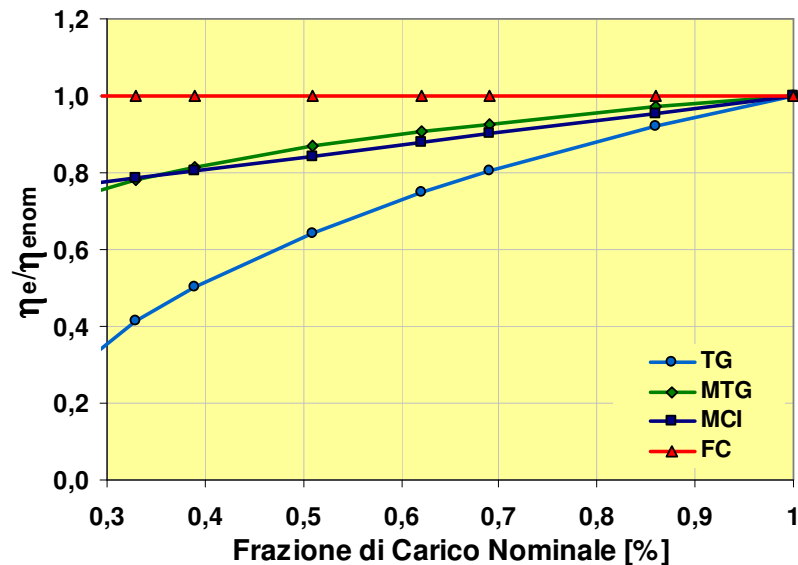


Figura 4.36: Variazione del rendimento in funzione del carico

- Motori a Combustione Interna a gas;

$$c_{imp} = 1,70 - 0,37 \cdot \text{Log}(P_e) \quad (4.70)$$

- Celle a Combustibile a media ed alta temperatura;

$$c_{imp} = f(P_e) = \text{cost.} \quad (4.71)$$

In Figura 4.37, sono riportate le funzioni di costo al variare della taglia per ciascuna tecnologia considerata.

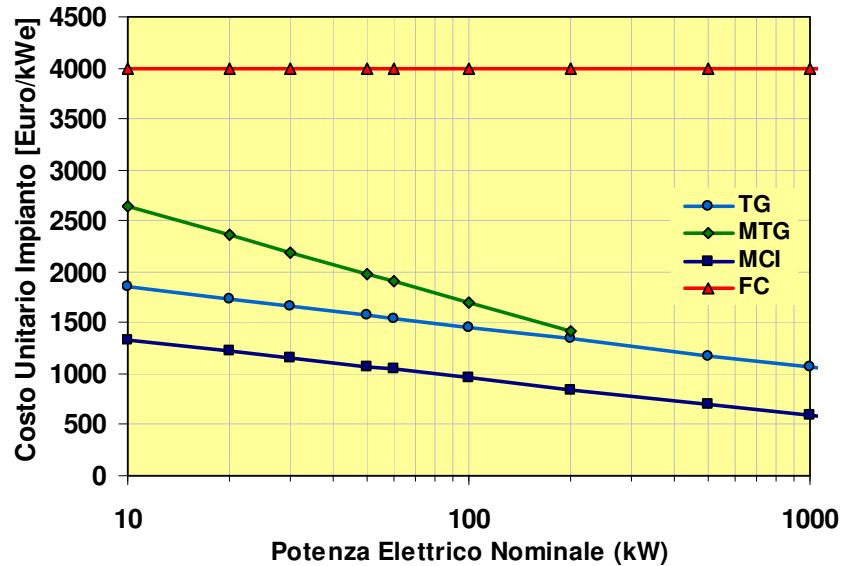


Figura 4.37: Variazione del costo unitario d'impianto in funzione della taglia

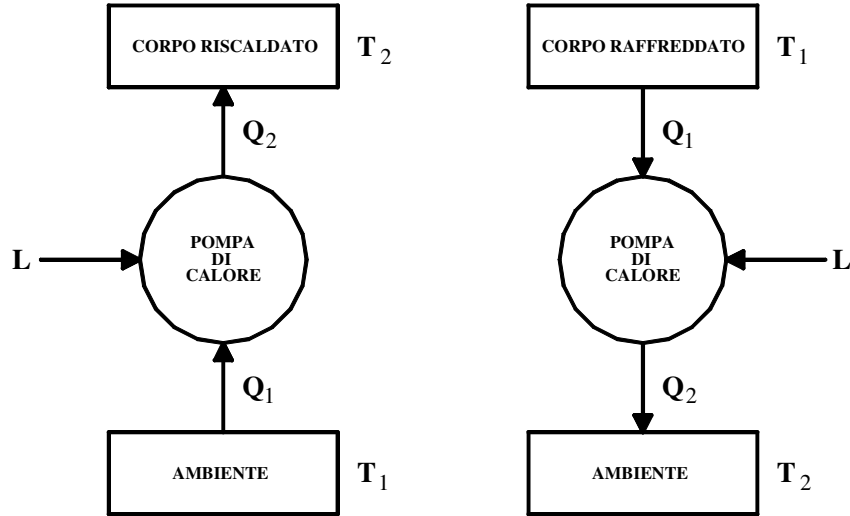
### 4.3 ANALISI TECNICA DEI SISTEMI DI PRODUZIONE DEL FREDDO

I sistemi di produzione del freddo rappresentano una parte fondamentale dell'impianto di trigenerazione in quanto utilizzano i cascami energetici dell'impianto di cogenerazione per produrre l'energia frigorifera necessaria al raffrescamento ambientale.

Nel presente lavoro vengono prese in considerazione sistemi idonei in ambito residenziale, quali pompe di calore a compressione con condensazione ad aria e pompe di calore ad assorbimento, entrambe reversibili, direttamente alimentate rispettivamente dai surplus elettrici e termici del cogeneratore.

Come noto, la pompa di calore è una macchina in grado di trasferire calore da un corpo a temperatura più bassa ad un corpo a temperatura più alta, a fronte di un apporto di lavoro. In assetto reversibile, è un sistema in grado di apportare calore in inverno ed estrarre calore, per il raffrescamento, in estate secondo lo schema di Figura 4.38.





*Figura 4.38: Schema di funzionamento di una pompa di calore reversibile*

L'efficienza di una pompa di calore viene misurata attraverso il coefficiente termico di prestazione (COP), definito come rapporto tra la quantità di calore ceduta durante la trasformazione ed il lavoro speso dalla macchina per compiere il ciclo stesso:

$$COP = \frac{Q_2}{L} \quad (4.72)$$

In fase di raffreddamento, l'efficienza di una pompa di calore è misurata dal EER (Energy Efficiency Ratio), definito dal rapporto tra il calore assorbito dalla sorgente a temperatura più bassa ed il lavoro speso. Con riferimento allo schema di Figura 4.38, il coefficiente EER è dato dalla seguente relazione:

$$EER = \frac{Q_1}{L} \quad (4.73)$$

#### 4.3.1. POMPA DI CALORE A COMPRESSIONE

Le pompe di calore a compressione con condensazione ad aria rappresentano una tecnologia ormai ampiamente consolidata. Come noto, lo schema di funzionamento (Figura 4.38) è costituito da un circuito chiuso all'interno del quale un fluido frigorifero attraversa le fasi di compressione, condensazione, laminazione ed evaporazione, estraendo ed apportando calore, a fronte di un lavoro speso sotto forma di energia elettrica. La valvola di espansione reversibile permette di cambiare la direzione di scorrimento del fluido

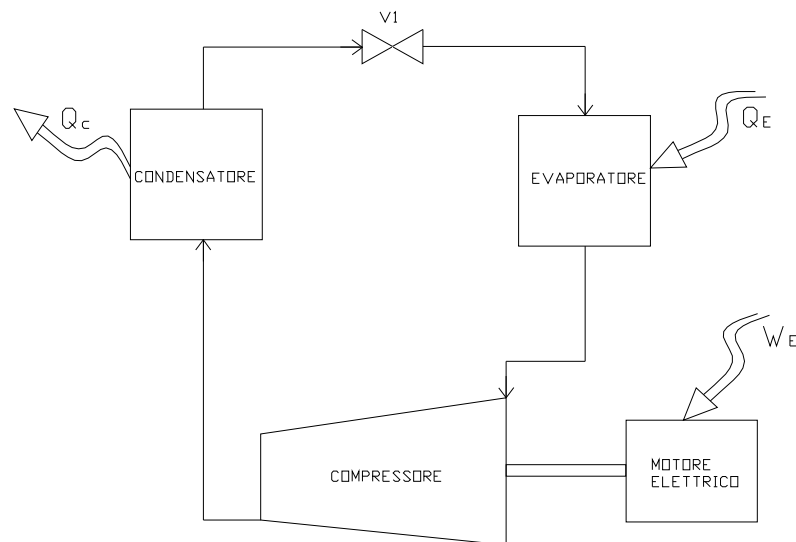
refrigerante in modo da apportare calore in inverno ed estrarre calore, per il raffrescamento, in estate.

Nella sua configurazione di base, una macchina frigorifera a compressione è composta dai seguenti elementi, secondo lo schema riportato in Figura 4.39:

- un compressore, attraverso il quale viene fornita energia al sistema ed in cui il fluido refrigerante, sotto forma di gas, aumenta la propria pressione;
- un condensatore, costituito da uno scambiatore di calore, nel quale il calore assorbito viene dissipato ed il refrigerante passa dallo stato gassoso allo stato liquido;
- un espansore, costituito generalmente da una valvola di espansione, in cui la pressione del liquido (e conseguentemente la sua temperatura) viene abbassata drasticamente;
- un evaporatore, costituito anch'esso (come il condensatore) da uno scambiatore di calore, in cui il refrigerante liquido, in condizioni di bassa pressione e temperatura, assorbe calore dall'ambiente, trasformandosi in gas.

Nel condensatore e nell'evaporatore il calore viene scambiato sotto forma di calore latente.

I pregi principali delle pompe di calore a compressione elettriche sono relativi alla semplicità costruttiva ed ai bassi oneri manutentivi.



**Figura 4.39:** Schema di funzionamento di una macchina frigorifera a compressione

Per contro, rispetto ad esempio ad altre tecnologie impiegabili in ambito trigenerativo (pompe con condensazione ad acqua o a sonda geotermica) sono caratterizzate da efficienze nominali più bassi, con COP che variano da 2,7 a 3,5 ed EER compresi tra 2,3 e 3, in funzione della taglia e della temperatura dell'aria esterna.

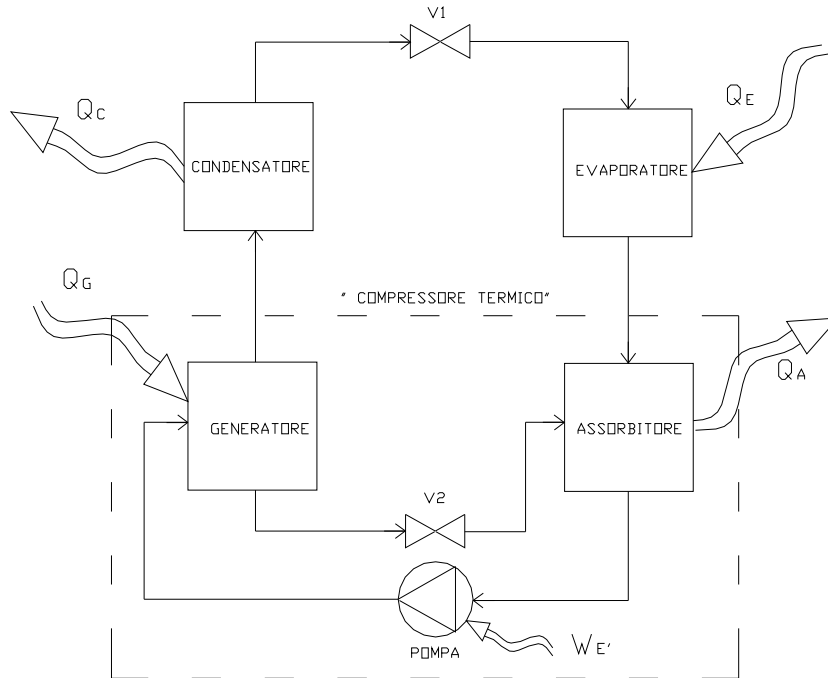
#### 4.3.2. POMPA DI CALORE AD ASSORBIMENTO

Negli ultimi anni è aumentata notevolmente la diffusione delle pompe di calore ad assorbimento, il cui impiego non si limita più alle tradizionali applicazioni industriali, ma, grazie all'impulso dato dallo sviluppo dei sistemi di trigenerazione, è iniziata una loro progressiva penetrazione anche nel settore della climatizzazione civile, in alternativa ai gruppi elettrici.

A differenza di una macchina a compressione elettrica, gli assorbitori impiegano come fonte di alimentazione del calore che può essere prodotto da un bruciatore di combustibile (assorbitore a fiamma diretta) oppure da un sistema di recupero di calore (mediante acqua o vapore). In quest'ultimo caso è possibile l'accoppiamento tra l'assorbitore ed un impianto cogenerativo, per impiego trigenerativo.

Una macchina frigorifera ad assorbimento, nella sua configurazione base, è costituita dai seguenti componenti essenziali [57], secondo lo schema riportato in Figura 4.40:

- un evaporatore, nel quale attraverso l'evaporazione del fluido refrigerante si ha la sottrazione di calore dall'ambiente da raffreddare;
- un assorbitore, in cui il refrigerante evaporato (fortemente concentrato) viene riassorbito dalla soluzione (diluata) grazie ad una differenza di concentrazione e con un raffreddamento con fluido esterno;
- una pompa che invia la soluzione dall'assorbitore al generatore e aumenta la pressione del fluido;
- un generatore (anche detto desorbitore), dove la soluzione rilascia una frazione di soluto per evaporazione, grazie ad un flusso di calore proveniente dall'esterno;
- un condensatore, dove il vapore, proveniente dal generatore, viene condensato, con trasferimento di calore all'esterno, mediante il medesimo fluido esterno che ha operato il raffreddamento presso l'assorbitore; spesso il fluido vettore di raffreddamento è acqua, inviata in una apposita torre di raffreddamento;
- una valvola di laminazione, che riporta il fluido nell'evaporatore e ne riabbassa la pressione.



**Figura 4.40:** Schema di funzionamento di una pompa di calore ad assorbimento

Il ciclo di funzionamento si basa sull'affinità e solubilità del refrigerante e della soluzione assorbente. Le coppie di fluidi più diffuse sono  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ , ovvero ammoniaca come refrigerante ed acqua come assorbente, e  $\text{H}_2\text{O-LiBr}$ , ovvero acqua come refrigerante e una soluzione di bromuro di litio come assorbente, con quest'ultima caratterizzata da rendimenti maggiori. La prima coppia è maggiormente impiegata nelle applicazioni di refrigerazione industriale, con basse temperature di evaporazione, mentre la coppia acqua-bromuro di litio è ampiamente usata per applicazioni di condizionamento dell'aria in ambito civile.

Le pompe ad assorbimento attualmente disponibili sul mercato possono essere a singolo stadio o a doppio stadio (che differisce dall'impianto a singolo stadio sopra descritto essenzialmente per la presenza di due generatori posti in cascata), mentre macchine a triplo stadio, con efficienze maggiori, sono di prossima commercializzazione.

I range di potenze frigorifere sono elevati e variano da poco più di 10 kW ad oltre 20 MW, per macchine a singolo e doppio stadio.

Per quanto riguarda le pompe ad assorbimento che utilizzano il bromuro di litio come assorbente e l'acqua come refrigerante, la fonte di calore deve essere ad una temperatura minima di 60-80 °C, per macchine a singolo stadio, o a 150-200 °C, se si considera un

sistema a doppio stadio. I sistemi che usano ammoniaca come refrigerante, invece, necessitano di una fonte di calore pari a 100-120 °C, nel sistema singolo stadio.

L'efficienza degli assorbitori, misurata in termini di freddo prodotto rispetto alla quantità di calore introdotto, varia da valori di EER pari a 0,7, per le macchine a singolo stadio, a valori di EER pari a 1,2, per le macchine a doppio stadio. Nel riscaldamento invernale, i valori del COP sono pari a circa 0,9.

#### 4.3.3. CARATTERIZZAZIONE ENERGETICA DI UNA POMPA DI CALORE

In Figura 4.41 è rappresentato il diagramma del flusso di energia di un sistema di trigenerazione, costituito da un impianto di cogenerazione che alimenta direttamente una pompa di calore a compressione (schema A) ed una pompa ad assorbimento (schema B).

In base a tale diagramma è possibile definire le seguenti equazioni di bilancio energetico:

- pompa di calore a compressione:

$$P_F^{hp} = EER^{hp} \cdot P_e \quad (4.74)$$

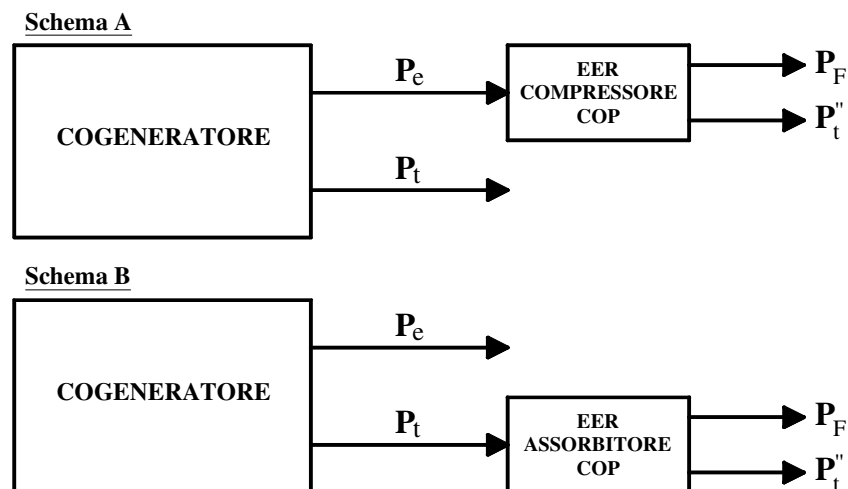
$$P_t'' = COP^{hp} \cdot P_e \quad (4.75)$$

- pompa di calore ad assorbimento:

$$P_F^{ass} = EER^{ass} \cdot P_t \quad (4.76)$$

$$P_t'' = COP^{ass} \cdot P_t \quad (4.77)$$

dove  $P_F$  rappresenta la potenza frigorifera prodotta.



**Figura 4.41:** Diagramma dei flussi di energia per un impianto di trigenerazione con pompa di calore a compressione (Schema A) e ad assorbimento (Schema B)

## **CAPITOLO V**

### ***IMPLEMENTAZIONE DI UN MODELLO DI PROGRAMMAZIONE NON LINEARE MISTA-INTERA***

L'analisi tecnica condotta nel precedente paragrafo ha evidenziato le potenzialità energetiche ed ambientali dei sistemi di trigenerazione rispetto ai sistemi convenzionali.

Risparmio energetico e riduzione dell'impatto ambientale non sono tuttavia benefici intrinseci dei sistemi di trigenerazione. Essi dipendono da una molteplicità di fattori, quali la scelta della configurazione impiantistica ottimale, il corretto dimensionamento dell'impianto, la strategia di funzionamento del sistema in funzione dei profili orari di carico elettrico, termico e frigorifero dell'utenza.

Inoltre, riduzioni dei consumi di energia primaria e riduzione delle emissioni non implicano necessariamente prospettive di investimento interessanti. I sistemi di trigenerazione comportano investimenti e oneri gestionali sicuramente molto maggiori rispetto ai sistemi convenzionali, che non sempre riescono ad essere compensati dalla riduzione dei costi di approvvigionamento energetico. Ciò impone una attenta valutazione tecnico-economica delle opzioni possibili, in maniera tale da determinare quella che effettivamente produce il ritorno economico più interessante.

La possibilità poi di alimentare i gruppi frigoriferi con l'elettricità ed il calore in esubero, nonché la possibilità di cedere remunerativamente l'energia elettrica alla rete, consente di attuare una strategia di gestione dell'impianto con più gradi di libertà.

In tale contesto risulta quindi necessario adottare strumenti di calcolo adeguati che consentano di determinare il dimensionamento ottimale dell'impianto ed i limiti di convenienza economica, tenendo conto di tutte le possibili interazioni tra le varie componenti del sistema trigenerativo con l'utenza e le reti di approvvigionamento esterne.

A tal fine, sulla base della caratterizzazione energetica condotta, è stato sviluppato un modello di programmazione matematica che consente di determinare il dimensionamento ottimale di un sistema di trigenerazione, sia in termini di tecnologia sia in termini di taglia sia in termini di conduzione giornaliera dell'impianto in funzione di tutte le variabili in gioco (andamento orario dei carichi elettrici, termici e frigoriferi giornalieri, tariffe di

acquisto e cessione elettricità, defiscalizzazione del metano, imposte sull'elettricità acquistata e/o autoconsumata, costo di manutenzione degli impianti, ecc.).

### **5.1 LA PROCEDURA DI OTTIMIZZAZIONE**

La procedura di ottimizzazione proposta è finalizzata al dimensionamento ottimale di ciascuna configurazione impiantistica considerata, che massimizza il ritorno economico dell'investimento. Quest'ultimo quantifica il guadagno totale che si ottiene rispetto alla soluzione convenzionale, che ricorre alla rete elettrica per il soddisfacimento del fabbisogno elettrico e ad una caldaia tradizionale per il soddisfacimento del fabbisogno termico, con rendimenti supposti pari allo 0,37 per la produzione elettrica ed allo 0,85 per la produzione termica.

A causa della forte instabilità dei parametri economici, legati all'andamento dei prezzi dei componenti impiantistici soggetti a significative variazioni nel tempo, al quadro tariffario, alle politiche energetiche ed alla congiuntura finanziaria contingente, risulta, oltre che di difficile determinazione, anche poco significativo operare scelte impiantistiche basate solo su criteri di valutazione di lungo periodo.

Al fine quindi di poter valutare la bontà di una scelta impiantistica anche indipendentemente dai costi d'investimento, dagli ammortamenti e dallo scenario economico di lungo periodo, si è ritenuto opportuno condurre due tipi di procedure di ottimizzazione:

- una ottimizzazione di breve periodo, nell'arco dell'anno solare;
- una ottimizzazione di lungo periodo, nell'arco della vita utile dell'impianto.

Per la procedura di ottimizzazione di breve periodo il criterio di ottimizzazione scelto consiste nella massimizzazione del Margine Operativo Lordo (MOL), che quantifica la differenza dei costi di gestione della configurazione impiantistica considerata rispetto a quelli derivanti dall'impianto convenzionale [58, 59]. Tale procedura consente di determinare la soluzione impiantistica sia economicamente che energeticamente più conveniente, in quanto individua la strategia di gestione ottimale dell'impianto prescindendo dall'influenza dei costi di investimento sul risultato economico finale.

Con la procedura di ottimizzazione di lungo periodo viene invece effettuata un'analisi finanziaria, che pone in relazione i costi di investimento dell'impianto con i MOL conseguiti per ciascun anno della vita utile dall'impianto, opportunamente attualizzati. In tale ambito il criterio di ottimizzazione scelto consiste nella massimizzazione del Risultato Economico Attualizzato dell'investimento (REA), definito

in funzione del tasso di inflazione, del tasso di sconto e del conseguente tasso effettivo di attualizzazione assunto.

Per entrambe le ottimizzazioni la soluzione ottima viene determinata mediante una procedura che consente di pervenire al dimensionamento ottimale di ciascun componente l'impianto e, per ciascun giorno tipo, alla loro traiettoria di funzionamento che massimizza il MOL o il REA dell'investimento. A tal fine sono state prese in considerazione tutte le taglie ammissibili di impianto, comprese quelle superiori all'assorbimento minimo, prevedendo in tal caso la possibilità di vendere l'energia elettrica prodotta in eccesso al gestore della rete. A tal proposito, sono state presi a riferimento le tariffe di cessione dell'energia elettrica stabilite dall'Acquirente Unico per impianti con indice IRE maggiore alla soglia per definire un impianto "di cogenerazione".

## **5.2 IL MODELLO DI OTTIMIZZAZIONE**

Al fine di formulare il modello matematico relativo al problema in esame si è ricorso alla classe dei modelli di Programmazione Non Lineare Mista Intera (MINLP) [60]. In tali tipi di problemi si combinano due sorgenti di difficoltà: la prima legata alla natura non lineare dei vincoli e/o della funzione obiettivo, la seconda alla presenza di variabili di decisione binarie.

L'introduzione di vincoli non lineari è stata necessaria al fine di implementare, con il massimo grado di accuratezza, le principali criticità nella gestione di un sistema trigenerativo, dettagliate nella prima parte del presente lavoro, che riguardano principalmente:

- la variazione del rendimento nominale dell'impianto di cogenerazione in funzione della taglia;
- la variazione del costo unitario dell'impianto di cogenerazione in funzione della taglia;
- il decadimento del rendimento nominale dell'impianto di cogenerazione in funzione della variazione del carico.

Nei modelli di ottimizzazione lineari misti interi (MILP), presentati in precedenti lavori, tali criticità sono state sempre considerate costanti, al fine di realizzare un compromesso tra complessità del problema e grado di accuratezza del modello, in maniera tale da rendere meno pesante la procedura di calcolo e di utilizzare metodi di risoluzione numericamente più efficienti. Variabili di decisione binarie sono, invece, indispensabili per modellare lo stato di funzionamento on/off dell'impianto.



Nonostante il notevole interesse applicativo rivestito dai problemi di MINLP, la loro intrinseca difficoltà legata alla natura *NP-hard* (ovvero problemi non risolvibili in un tempo polinomiale), ne ha da sempre limitato l'utilizzo non esistendo risolutori di tipo generale (*solver general purpose*) in grado di affrontare efficacemente il processo di soluzione, con l'ottenimento di soluzioni ottime di tipo globale. La presenza inoltre di variabili di decisione binarie, quindi non continue, determina una perdita della proprietà di convessità del problema, complicandone ulteriormente il processo di soluzione in quanto può succedere che, nella ricerca del punto di ottimo in funzione dei valori di partenza delle variabili decisionali, è possibile che il metodo di risoluzione sia "attratto" da un ottimo locale invece che convergere ad una soluzione globale.

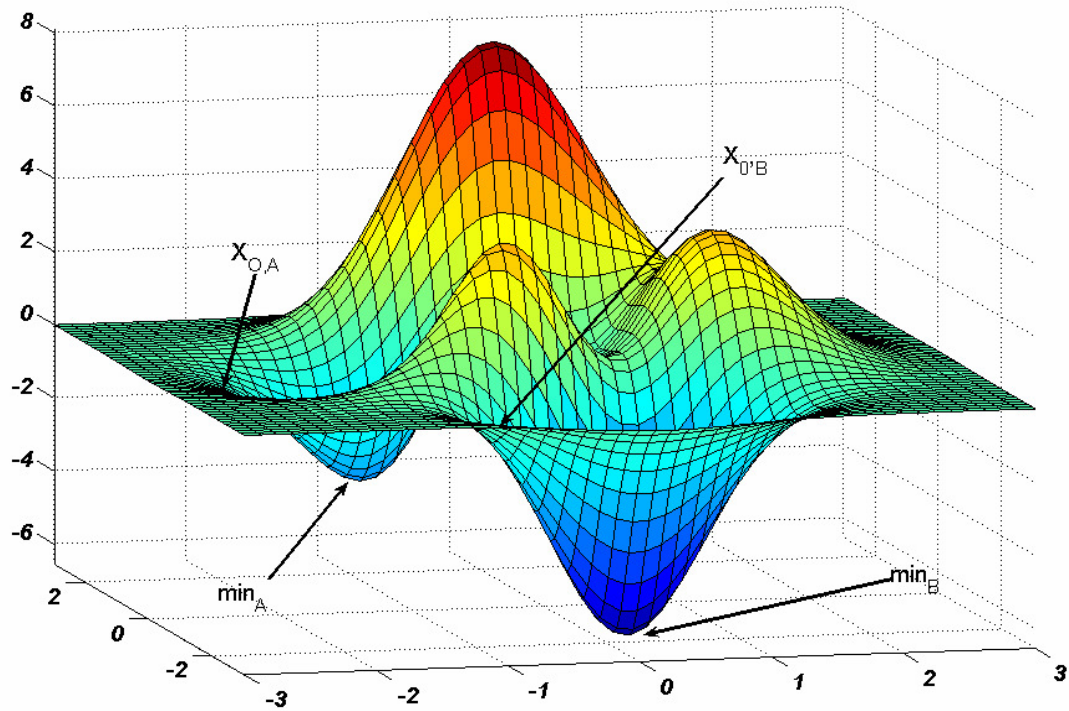
Il problema della località dei punti di ottimo è mostrato attraverso l'esempio in Figura 5.1 in cui viene rappresentata una funzione obiettivo con più punti di minimo locale. In tal caso è possibile che l'algoritmo di risoluzione, in funzione del valore a partire dal quale viene condotta la ricerca del punto di ottimo (punto  $X_{0,A}$ ), si arresti in corrispondenza del punto di minimo locale A, mentre è necessario porsi in prossimità del punto iniziale  $X_{0,B}$  per ottenere il punto di ottimo globale B.

L'analisi della letteratura scientifica in merito ai problemi di MINLP [60] evidenzia che la maggior parte dei metodi risolutivi proposti è di tipo *problem-oriented*, tendendo a sfruttare la particolare struttura del problema da risolvere, considerando, in aggiunta, la possibilità di pervenire a soluzioni approssimate attraverso l'impiego di strategie di tipo euristico.

Nel caso specifico del problema del dimensionamento ottimale di un impianto di trigenerazione, l'analisi della formulazione ha suggerito l'adozione di una strategia di soluzione *bi-level*. Infatti, è ragionevole assumere che le variabili di progetto relative alla taglia dell'impianto, possano assumere dei valori discreti all'interno di un dato campo di funzionamento, in maniera tale che il modello risulti lineare nei vincoli e misto-intero rispetto alle variabili di decisione.

Pertanto la sua soluzione può essere condotta utilizzando un classico algoritmo di Branch and Bound, la cui soluzione ottima sarà determinata analizzando le soluzioni fornite dai diversi sottoproblemi e scegliendo quella in corrispondenza della quale si ottiene il massimo valore di funzione obiettivo.

Il modello matematico formulato è stato risolto utilizzando l'ambiente di sviluppo integrato GAMS [61] che implementa il metodo di Branch & Bound.



*Figura 5.1: Esempio di problema non lineare con punti di ottimo locale multipli*

L'elevato numero e complessità delle restrizioni che caratterizzano il problema analizzato, ha richiesto la definizione di un modello matematico di elevata dimensione.

In particolare il modello matematico definito presenta un numero complessivo di vincoli pari a 472 ed un numero di variabili decisionali pari a 475, di cui 36 variabili binarie.

Il modello oggetto di sviluppo, così come qualsiasi modello di programmazione matematica, risulta completamente definito quando vengono stabilite:

- la Funzione Obiettivo;
- le Variabili del problema;
- i Vincoli del problema.

In Figura 5.2 è riportato il Flow Chart del modello di ottimizzazione formulato.

### **5.3 LA FUNZIONE OBIETTIVO**

La funzione obiettivo consiste nella massimizzazione del Margine Operativo Lordo (MOL), per la procedura di ottimizzazione di breve periodo, e del Risultato Economico Attualizzato dell'investimento (REA), per la procedura di ottimizzazione di lungo periodo.

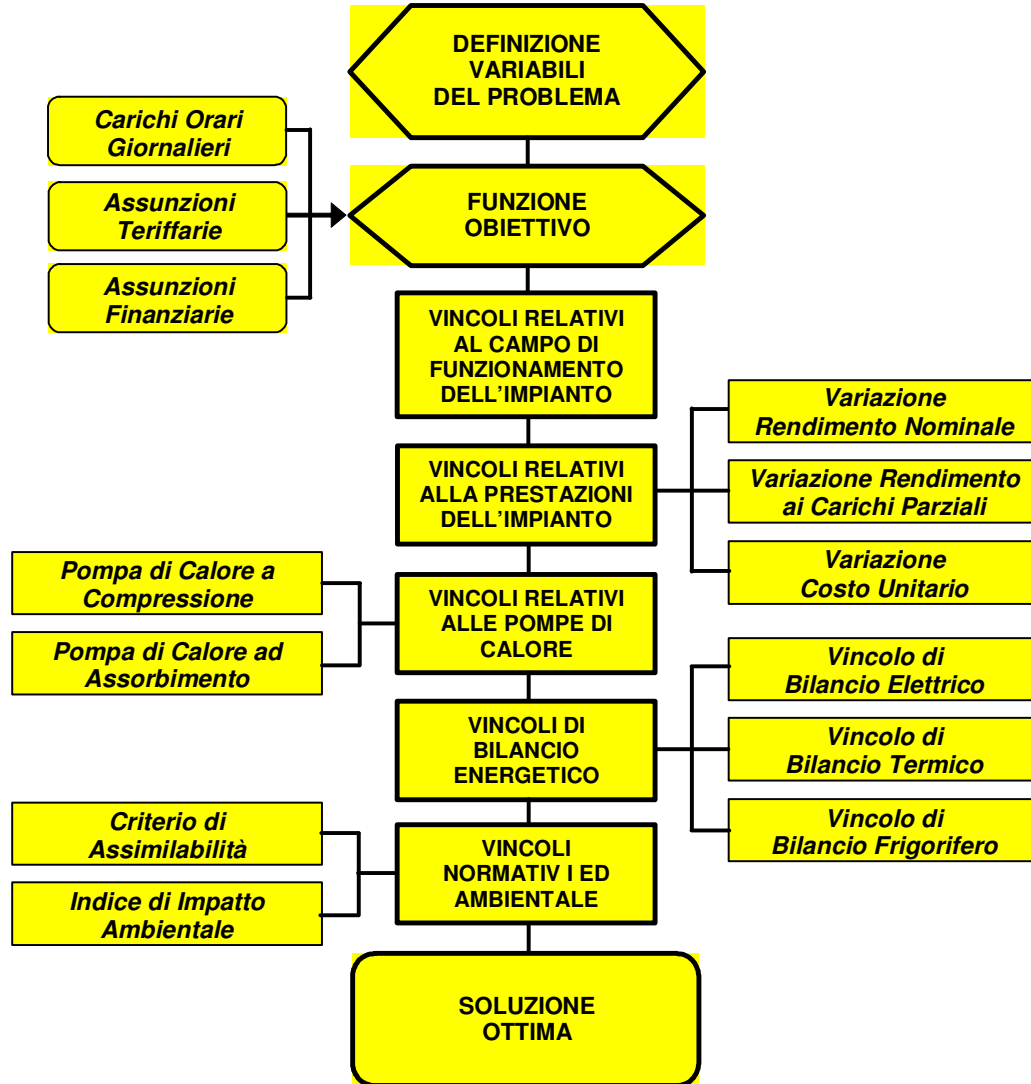


Figura 5.2: Flow Chart della procedura di ottimizzazione

### 5.3.1 <MAX MOL>

Il MOL quantifica il guadagno annuo della configurazione impiantistica considerata rispetto alla soluzione convenzionale ed è esprimibile come:

$$\text{MOL} = (\text{totale entrate}) - (\text{totale uscite})$$

dove le uscite rappresentano i costi di gestione effettivamente sostenuti, mentre le entrate corrispondono sia ad effettivi trasferimenti in denaro sia a risparmi conseguiti rispetto alla soluzione convenzionale.

La funzione obiettivo può essere quindi espressa come:

$$\langle \max \text{MOL} \rangle = \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^2 \sum_{k=1}^{12} \left\{ R_{ij(k)} - C_{ij(k)} \right\} \cdot \Delta t \cdot g_{ij} \quad (5.1)$$

in cui l'indice **i** rappresenta la ripartizione dei mesi dell'anno solare in giornate tipo invernali, intermedie ed estive, l'indice **j** la distinzione tra giornata tipo feriale e festiva, il termine **g** il numero di giorni di ciascuna giornata tipo, l'indice **k** gli intervalli di tempo in cui viene suddivisa la giornata di 24 ore (nel nostro caso si pone un intervallo temporale  $\Delta t$  pari a 2 ore). In tal modo si è proceduto ad una discretizzazione dei profili di carico orario dell'utenza, attraverso l'individuazione di sei giornate tipo ritenute rappresentative dei consumi di un'utenza residenziale durante l'intero arco dell'anno.

Infine, i termini **R** e **C** rappresentano rispettivamente i Ricavi, intesi sia come effettive entrate che come costi evitati rispetto alla soluzione convenzionale, ed i Costi relativi all'anno di esercizio.

### 5.3.2 <MAX REA>

Il **REA** pone in relazione i costi di investimento con i flussi di cassa positivi o negativi che, opportunamente attualizzati, si verificano anno dopo anno durante la vita utile dell'impianto. La funzione obiettivo può essere quindi espressa come:

$$\langle \max REA \rangle = \sum_{i=1}^n \left\{ FA_{mol} \cdot (1 - I) \cdot MOL_{(i)} + FA_{amm} \cdot Amm_{(i)} \cdot I \right\} - INV \quad (5.2)$$

in cui **INV** rappresenta il costo dell'investimento dell'impianto, **Amm** l'ammortamento annuo del costo d'investimento, **I** quantifica il tasso di imposizione fiscale, mentre ed **FA<sub>mol</sub>** e **FA<sub>amm</sub>** rispettivamente il fattore di attualizzazione dei flussi di cassa ed il fattore di attualizzazione dell'ammortamento, che seguono leggi di attualizzazione diverse.

In particolare, per i flussi di cassa finanziari, quali ad esempio gli ammortamenti, il Fattore di Attualizzazione dipende del tasso di sconto nominale "**t<sub>s</sub>**" che è funzione del prodotto tra il tasso ufficiale di riferimento "**t<sub>ur</sub>**" ed il tasso di inflazione "**t<sub>i</sub>**", secondo la relazione:

$$FA_{amm} = \frac{I}{(1 + t_s)^n} = \frac{I}{(1 + t_{ur})^n \cdot (1 + t_i)^n} \quad (5.3)$$

Nel caso invece di investimenti nel settore energetico, poiché i costi ed i ricavi sono riferiti alle materie prime energetiche (combustibili, elettricità, ecc.) occorre considerare l'influenza del tasso di aumento delle materie prime energetiche "**t<sub>en</sub>**". In tal caso, il fattore di attualizzazione per flussi di cassa energetici, quale il **MOL**, è definito dalla seguente relazione:

$$FA_{mol} = \frac{I}{(1+t_s)^n} = \frac{(1+t_{en})^n}{(1+t_{ur})^n \cdot (1+t_i)^n} \quad (5.4)$$

È necessario sottolineare che i MOL presenti nelle due funzioni obiettivo possono avere lo stesso valore solo nel caso in cui le due differenti procedure di ottimizzazione determinino la medesima configurazione impiantistica. Generalmente i costi di investimento influiscono direttamente sia sul dimensionamento della configurazione impiantistica che sulle modalità di gestione della stessa, e quindi sui corrispondenti costi di gestione, determinando, a seconda che si implementi l'ottimizzazione di breve o di lungo periodo, MOL e tempi di ritorno dell'investimento differenti.

### 5.3.3 COSTI E RICAVI

Di seguito vengono elencate tutte le voci di costo e di ricavo presenti nella funzione obiettivo (relativamente al significato dei simboli e dei pedici si rimanda alla simbologia):

#### RICAVI

- Costo Evitato per Acquisto Energia Elettrica - Impianto Convenzionale:

$$CE_{ij(k)}^{PEconv} = p_{ij(k)}^{Ebuy} \cdot \left( PE_{ij(k)}^{dem} + PF_{ij(k)}^{dem} / EER_{ij(k)}^{hp} \right) \quad (5.5)$$

- Costo Evitato per Combustibile Caldaia - Impianto Convenzionale:

$$CE_{ij(k)}^{PTconv} = p^{comb} \cdot PT_{ij(k)}^{dem} / \eta_T \quad (5.6)$$

- Costo Evitato per Manutenzione Caldaia - Impianto Convenzionale:

$$C_{ij(k)}^{man.boiler} = p^{man.boiler} \cdot PT_{ij(k)}^{dem} \quad (5.7)$$

- Costo Evitato mensile per Impegno Potenza - Impianto Convenzionale:

$$CE_i^{ImpPot} = p_i^{ImpPot} \cdot PE_i^{maxdem} \cdot m_i \quad (5.8)$$

- Costo Evitato per Defiscalizzazione del combustibile - Impianto di Trigenerazione

$$CE_{ij(k)}^{defisc} = I^{comb} \cdot 0,25 \cdot PE_{ij(k)}^{cog} \cdot PCI \cdot 0,001163 \quad (5.9)$$

- Ricavi per Vendita surplus Energia Elettrica - Impianto di Trigenerazione

$$R_{ij(k)}^{Esold} = p_{ij(k)}^{Esold} \cdot PE_{ij(k)}^{sold} \quad (5.10)$$

**COSTI**

- Costo per Combustibile - Impianto di Trigenerazione

$$C_{ij(k)}^{cog} = p^{comb} \cdot F_{ij(k)}^{cog} \quad (5.11)$$

- Costo per Integrazione Energia Elettrica - Impianto di Trigenerazione

$$C_{ij(k)}^{Ebuy} = p_{ij(k)}^{Ebuy} \cdot \left( PE_{ij(k)}^{buy} + PF_{ij(k)}^{buy} / EER_{ij(k)}^{hp} \right) \quad (5.12)$$

- Costo per Manutenzione Cogeneratore - Impianto di Trigenerazione

$$C_{ij(k)}^{man.cog} = p_{ij(k)}^{man.cog} \cdot PE_{ij(k)}^{cog} \quad (5.13)$$

- Costo per Manutenzione Macchina a Compressione - Impianto di Trigenerazione

$$C_{ij(k)}^{man.hp} = p_{ij(k)}^{man.hp} \cdot PF_{ij(k)}^{hp.out} \quad (5.14)$$

- Costo per Manutenzione Macchina ad Assorbimento - Impianto di Trigenerazione

$$C_{ij(k)}^{man.ass} = p_{ij(k)}^{man.ass} \cdot PF_{ij(k)}^{ass.out} \quad (5.15)$$

- Costo per Manutenzione Caldaia Ausiliaria - Impianto di Trigenerazione:

$$C_{ij(k)}^{man.aux} = p_{ij(k)}^{man.aux} \cdot PT_{ij(k)}^{aux} \quad (5.16)$$

- Costo per Combustibile Caldaia Ausiliaria - Impianto di Trigenerazione

$$C_{ij(k)}^{PTaux} = p^{comb} \cdot PT_{ij(k)}^{aux} / \eta_T \quad (5.17)$$

- Costo per Combustibile Post-Combustore:

$$C_{ij(k)}^{PTpc} = p^{comb} \cdot PT_{ij(k)}^{pc} / \eta_{pc} \quad (5.18)$$

- Costo per Imposta su Energia Elettrica Autoconsumata:

$$C_{ij(k)}^{IEaut} = I^{Eaut} \cdot \left( PE_{ij(k)}^{cog} - PE_{ij(k)}^{sold} \right) \quad (5.19)$$

- Costo mensile per Impegno Potenza - Impianto di Trigenerazione

$$C_i^{ImpPot} = p_i^{ImpPot} \cdot PE_i^{maxbuy} \cdot m_i \quad (5.20)$$

- Costo mensile per Contratto di Soccorso - Impianto di Trigenerazione

$$C_i^{socc} = p_i^{socc} \cdot \left( PE_i^{maxdem} - PE_i^{maxbuy} \right) \cdot m_i \quad (5.21)$$

### 5.4 LE VARIABILI DEL PROBLEMA

Le variabili utilizzate nel modello sono state definite per rappresentare in maniera compiuta tutte le interazioni dinamiche che si instaurano fra l'impianto cogenerativo con i suoi componenti ausiliari, con i fornitori di energia e con l'utenza servita, così come mostrato nello schema d'impianto in Figura 5.3.

Tutte le variabili decisionali sono positive e continue, ad eccezione delle variabili binarie che assumono valori discreti, pari a 0 o a 1, per descrivere lo stato on/off dell'impianto.

○  $PE^{cog}$  : Potenza Elettrica nominale Cogenerata (5.22)

○  $PT^{cog}$  : Potenza Termica nominale Cogenerata (5.23)

○  $F^{cog}$  : Potenza nominale fornita dal Combustibile - Impianto di Cogenerazione (5.24)

○  $PE_{ij(k)}^{cog}$  : Potenza Elettrica Cogenerata nell'intervallo  $ij(k)$  (5.25)

○  $PT_{ij(k)}^{cog}$  : Potenza Termica Cogenerata nell'intervallo  $ij(k)$  (5.26)

○  $F_{ij(k)}^{cog}$  : Potenza fornita da Combustibile nell'intervallo  $ij(k)$  (5.27)

○  $PT_{ij(k)}^{aux}$  : Potenza Termica Caldaia Ausiliaria nell'intervallo  $ij(k)$  (5.28)

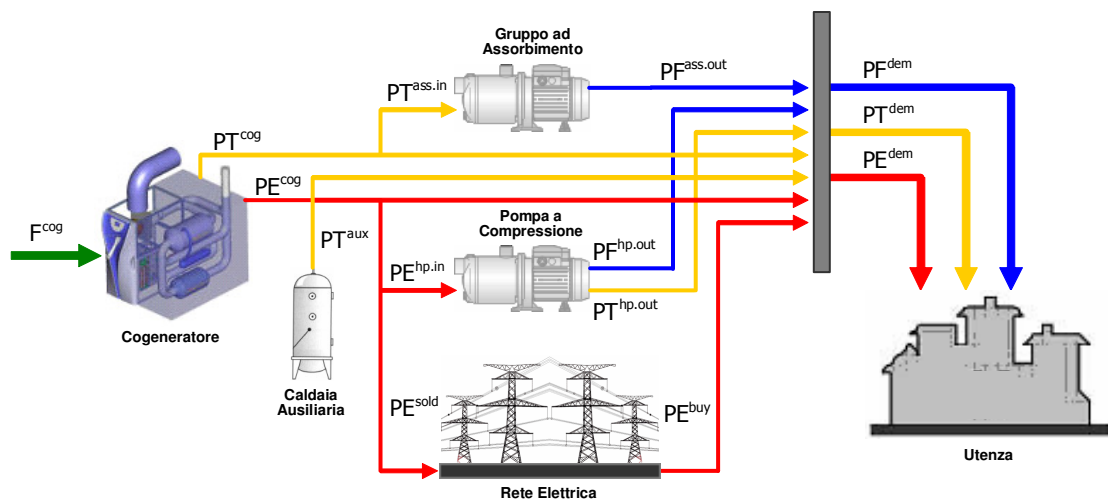


Figura 5.3: Schema d'Impianto

○  $PT_{ij(k)}^{pc}$  : Potenza Termica Post Combustore nell'intervallo  $ij(k)$  (5.29)

○  $PT_{ij(k)}^{diss}$  : Potenza Termica Dissipata nell'intervallo  $ij(k)$  (5.30)

○  $PE_{ij(k)}^{sold}$  : Potenza Elettrica Venduta nell'intervallo  $ij(k)$  (5.31)

○  $PE_{ij(k)}^{buy}$  : Potenza Elettrica Acquistata nell'intervallo  $ij(k)$  (5.32)

○  $PE_{ij(k)}^{hp.in}$  : Potenza Elettrica in Ingresso al Compressore nell'intervallo  $ij(k)$  (5.33)

○  $PF_{ij(k)}^{hp.out}$  : Potenza Frigorifera Prodotta dal Compressore nell'intervallo  $ij(k)$  (5.34)

○  $PT_{ij(k)}^{ass.in}$  : Potenza Elettrica in Ingresso all'Assorbitore nell'intervallo  $ij(k)$  (5.35)

○  $PF_{ij(k)}^{ass.out}$  : Potenza Frigorifera Prodotta dall'Assorbitore nell'intervallo  $ij(k)$  (5.36)

○  $PF_{ij(k)}^{buy}$  : Potenza Frigorifera Acquistata nell'intervallo  $ij(k)$  (5.37)

○  $PE^{Maxbuy}$  : Potenza Elettrica Massima Acquistata (5.38)

La determinazione dei valori ottimi di tali variabili determinano la strategia di gestione ottimale dell'impianto di cogenerazione per ciascun intervallo orario  $ij$ .

## **5.5 I VINCOLI DEL PROBLEMA**

Il modello di ottimizzazione fa riferimento al sistema di vincoli di seguito dettagliato.

### **5.5.1 VINCOLI RELATIVI AL CAMPO DI FUNZIONAMENTO DEL MOTORE COGENERATIVO**

Tale tipologia di vincoli impongono che le potenze prodotte dal cogeneratore appartengano al campo di funzionamento del motore primo, consentendo di determinare il dimensionamento ottimale del cogeneratore in termini di taglia del motore primo ( $PE^{cog}$ ,  $PT^{cog}$  e  $F^{cog}$ ). Facendo riferimento alle equazioni di bilancio energetico definite nel precedente capitolo, vengono di seguito riportati i vincoli relativi al campo di funzionamento di ciascun motore primo cogenerativo.



– **TURBINA A GAS A CICLO SEMPLICE**

$$\eta_c \cdot (1 - L_r) \cdot F^{cog} - \eta_c \cdot (1 + L_{me}) \cdot PE^{cog} - PT^{cog} = 0 \quad (5.39)$$

$$PE^{cog} = \eta_e^{TG} \cdot F^{cog} \quad (5.40)$$

$$PT_{ij(k)}^{pc} \leq x_{pc} \cdot PT_{ij(k)}^{cog} \quad (5.41)$$

– **MICROTURBINA A GAS**

$$\eta_c \cdot (1 - L_{Rig}) \cdot (1 - L_r) \cdot F^{cog} - \eta_c \cdot (1 - L_{Rig}) \cdot (1 + L_{inv}) \cdot PE^{cog} - PT^{cog} = 0 \quad (5.42)$$

$$PE^{cog} = \eta_e^{MTG} \cdot F^{cog} \quad (5.43)$$

– **MOTORE A COMBUSTIONE INTERNA A GAS**

$$\eta_c \cdot (1 - L_r) \cdot F^{cog} - \eta_c \cdot (1 + L_{me}) \cdot PE^{cog} - PT^{cog} = 0 \quad (5.44)$$

$$PE^{cog} = \eta_e^{MCI} \cdot F^{cog} \quad (5.45)$$

– **CELLA A COMBUSTIBILE**

$$\eta_c \cdot (1 - L_{Ref}) \cdot \left[ F^{cog} \cdot (1 - L_{fc}) - PE^{cog} \cdot (1 + L_{inv}) \cdot (1 + L_{aus}) \right] - PT^{cog} = 0 \quad (5.46)$$

$$PE^{cog} = \eta_e^{FC} \cdot F^{cog} \quad (5.47)$$

**5.5.2 VINCOLI SULLA STRATEGIA DI FUNZIONAMENTO**

Tali vincoli consentono di determinare la strategia ottimale di funzionamento dell'impianto per ogni intervallo  $ij(k)$ , attraverso l'introduzione di variabili binarie associate allo stato *on/off* del motore primo. Nello stato *on* dell'impianto è contemplata la possibilità di far funzionare il motore primo ai carichi parziali. Pertanto tale sistema di vincoli esprimono le relazioni, introdotte nel precedente capitolo, che descrivono la variazione del rendimento elettrico, e quindi della potenza elettrica cogenerata, al variare percentuale del carico (Load) rispetto al carico nominale, considerato pari ad 1. Di seguito vengono riportati i vincoli per ciascun motore primo cogenerativo.

– **TURBINE A GAS A CICLO SEMPLICE;**

$$\min \leq Load_{ij(k)} \leq 1 \quad (5.48)$$

$$PE_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PE_{ij(k)}^{cog} \cdot \left[ 1,22 \cdot \text{Log} ( Load_{ij(k)} ) + 1 \right] \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.49)$$

$$PT_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PT_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.50)$$

$$F_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot F_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.51)$$

– **MICROTURBINA A GAS;**

$$min \leq Load_{ij(k)} \leq 1 \quad (5.52)$$

$$PE_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PE_{ij(k)}^{cog} \cdot \left[ 0,45 \cdot \text{Log} ( Load_{ij(k)} ) + 1 \right] \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.53)$$

$$PT_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PT_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.54)$$

$$F_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot F_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.55)$$

– **MOTORE A COMBUSTIONE INTERNA A GAS;**

$$min \leq Load_{ij(k)} \leq 1 \quad (5.56)$$

$$PE_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PE_{ij(k)}^{cog} \cdot \left( 0,68 + 0,32 \cdot Load_{ij(k)} \right) \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.57)$$

$$PT_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PT_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.58)$$

$$F_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot F_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.59)$$

– **CELLE A COMBUSTIBILE;**

$$min \leq Load_{ij(k)} \leq 1 \quad (5.60)$$

$$PE_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PE_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.61)$$

$$PT_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot PT_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.62)$$

$$F_{ij(k)}^{cog} = \delta_{ij(k)}^{cog} \cdot F_{ij(k)}^{cog} \cdot Load_{ij(k)} \quad (5.63)$$

Le variabili  $\delta$  rappresentano le variabili binarie del sistema che assumono il seguente significato:

$\delta = 1$  quando il motore primo è in funzione;

$\delta = 0$  altrimenti.

Le variabili  $Load$  rappresentano invece le variazioni percentuali del carico in ogni intervallo  $ij(k)$ , i cui valori minimi devono essere fissati in maniera tale da non prevedere la possibilità di far funzionare l'impianto a carichi molto bassi (ad esempio minori del 30%).

**5.5.3 VINCOLI SUL RENDIMENTO NOMINALE**

Tali vincoli descrivono la variazione, direttamente proporzionale, del rendimento elettrico nominale rispetto alla taglia dell’impianto di cogenerazione. Di seguito vengono riportati i vincoli per ciascun motore primo cogenerativo.

– **TURBINE A GAS A CICLO SEMPLICE;**

$$\eta_e^{TG} = 7,83 \cdot \text{Log} ( PE^{cog} ) + 4,63 \tag{5.64}$$

– **MICROTURBINA A GAS;**

$$\eta_e^{MTG} = 8,9 \cdot \text{Log} ( PE^{cog} ) + 11,9 \tag{5.65}$$

– **MOTORE A COMBUSTIONE INTERNA A GAS;**

$$\eta_e^{MCI} = 4,06 \cdot \text{Log} ( PE^{cog} ) + 26,05 \tag{5.66}$$

– **CELLE A COMBUSTIBILE;**

$$\eta_e^{FC} = \eta_e \quad \forall PE^{cog} \tag{5.67}$$

**5.5.4 VINCOLI SUL COSTO UNITARIO D’IMPIANTO**

Tali vincoli descrivono la variazione, inversamente proporzionale, del costo unitario rispetto alla taglia dell’impianto di cogenerazione. Di seguito vengono riportati i vincoli per ciascun motore primo cogenerativo.

– **TURBINE A GAS A CICLO SEMPLICE;**

$$C_{imp} = 2,26 - 0,40 \cdot \text{Log} ( PE^{cog} ) \tag{5.68}$$

– **MICROTURBINA A GAS;**

$$C_{imp} = 3,6 - 0,95 \cdot \text{Log} ( PE^{cog} ) \tag{5.69}$$

– **MOTORE A COMBUSTIONE INTERNA A GAS;**

$$C_{imp} = 1,70 - 0,37 \cdot \text{Log} ( PE^{cog} ) \tag{5.70}$$

– **CELLE A COMBUSTIBILE;**

$$C_{imp} = f( PE^{cog} ) = \text{cost} \tag{5.71}$$

### 5.5.5 VINCOLI RELATIVI ALLE PRESTAZIONI DELLE POMPE DI CALORE

Tali tipologie di vincoli impongono che le variabili indipendenti relative all'energia frigorifera prodotta dalle macchine frigorifere appartengano al campo di funzionamento delle pompe stesse.

– Pompa di Calore ad Assorbimento:

$$PF_{ij(k)}^{ass.out} = PT_{ij(k)}^{ass.in} \cdot EER^{ass} \quad (5.72)$$

da cui:

$$PF_{ij(k)}^{ass.out} = \min \left\langle \left( PT_{ij(k)}^{cog} - PT_{ij(k)}^{dem} \right) \cdot EER^{ass} ; PF_{ij(k)}^{dem} \right\rangle \quad (5.73)$$

– Pompa di Calore a Compressione:

*Funzionamento estivo*

$$PF_{ij(k)}^{hp.out} = PE_{ij(k)}^{hp.in} \cdot EER^{hp} \quad (5.74)$$

da cui:

$$PF_{ij(k)}^{hp.out} = \min \left\langle \left( PT_{ij(k)}^{cog} - PT_{ij(k)}^{dem} \right) \cdot EER^{hp} ; PF_{ij(k)}^{dem} - PF_{ij(k)}^{ass.out} \right\rangle \quad (5.75)$$

*Funzionamento invernale*

$$PT_{ij(k)}^{hp.out} = PE_{ij(k)}^{hp.in} \cdot COP^{hp} \quad (5.76)$$

da cui:

$$PT_{ij(k)}^{hp.out} = \min \left\langle \left( PE_{ij(k)}^{cog} - PE_{ij(k)}^{dem} \right) \cdot COP^{hp} ; PT_{ij(k)}^{dem} - PT_{ij(k)}^{cog} \right\rangle \quad (5.77)$$

Le variabili con gli apici *in* ed *out* rappresentano rispettivamente l'energia cogenerata necessaria all'alimentazione delle macchine frigorifere e l'energia prodotta dalle macchine stesse in funzione del loro EER/COP.

### 5.5.6 VINCOLI RELATIVI AI BILANCI ENERGETICI

– Vincoli di Bilancio Elettrico:

$$PE_{ij(k)}^{cog} + PE_{ij(k)}^{buy} - PE_{ij(k)}^{sold} - PE_{ij(k)}^{hp.in} = PE_{ij(k)}^{dem} \quad (5.78)$$

che nel loro insieme impongono il soddisfacimento della domanda elettrica mediante l'energia elettrica prodotta dal cogeneratore e quella acquistata dalla rete, al netto

dell'elettricità necessaria all'alimentazione del compressore elettrico e dell'eventuale energia elettrica venduta.

– Vincolo di Bilancio Termico:

$$PT_{ij(k)}^{cog} + PT_{ij(k)}^{aux} + PT_{ij(k)}^{pc} + PT_{ij(k)}^{hp.out} - PT_{ij(k)}^{ass.in} - PT_{ij(k)}^{diss} = PT_{ij(k)}^{dem} \quad (5.79)$$

che impone il soddisfacimento della domanda termica mediante gli apporti del cogeneratore, della caldaia ausiliaria, della pompa a compressione, dell'eventuale post-combustore, al netto dell'energia termica necessaria all'alimentazione della macchina ad assorbimento e considerando la possibilità di dissipare all'esterno il calore in eccesso.

– Vincoli di Bilancio Frigorifero:

$$PF_{ij(k)}^{hp.out} + PF_{ij(k)}^{ass.out} + PF_{ij(k)}^{buy} = PF_{ij(k)}^{dem} \quad (5.80)$$

che nel loro insieme impongono il soddisfacimento della domanda frigorifera mediante l'energia elettrica prodotta dalle macchine frigorifere e quella acquistata dalla rete.

### 5.5.7 VINCOLI DI CAPACITÀ

Impongono, in caso di vendita o di acquisto di energia elettrica, che essa non possa eccedere rispettivamente l'energia elettrica massima prodotta dal cogeneratore e l'energia elettrica massima richiesta dall'utenza.

$$PE_{ij(k)}^{sold} \leq PE_{ij(k)}^{cog} \quad (5.81)$$

$$PE_{ij(k)}^{buy} \leq PE_{ij(k)}^{dem} \quad (5.82)$$

Limiti di capacità sono inoltre necessari per vincolare la potenza termica dissipata e la potenza termica prodotta dalla caldaia ausiliaria:

$$PT_{ij(k)}^{diss} \leq PT_{ij(k)}^{cog} \quad (5.83)$$

$$PT_{ij(k)}^{aux} \leq PT_{ij(k)}^{dem} \quad (5.84)$$

### 5.5.8 VINCOLI DI NATURA NORMATIVA

Tali vincoli impongono il soddisfacimento della condizione per il riconoscimento della produzione combinata di energia elettrica e calore come cogenerazione ad alto rendimento, basata sull'Indice di Risparmio Energetico e sul Limite Termico, stabilita

dalla Delibera AEEG n.42/02 con i valori aggiornati dalla Delibera AEEG n.296/05 attualmente in vigore. I rendimenti di riferimento, in caso di produzione separata, sono così fissati:  $\eta_e^{rif} = 0,40$ ,  $\eta_t^{rif} = 0,80$ ,  $pt^{rif} = 0.946$  (valore medio in bassa tensione).

Rispetto alla definizione di “normativa” dell’IRE, così come definito nell’Equazione 4.58, nel modello di ottimizzazione formulato si farà riferimento, per maggiore completezza, ad un IRE “termodinamico” che consente di individuare in modo più completo i vantaggi offerti dal sistema di trigenerazione, in quanto tiene conto anche dei risparmi di energia relativi all’elettricità immessa in rete e all’energia prodotta dalle pompe di calore:

$$IRE = 1 - \sum_{i,j,k} \frac{F_{ij(k)}^{cog}}{\frac{PE_{ij(k)}^{cog} - PE_{ij(k)}^{hp.in}}{\eta_E^{rif} \cdot pt^{rif}} + \frac{PF_{ij(k)}^{hp.out} + PF_{ij(k)}^{ass.out}}{\eta_E^{rif} \cdot pt^{rif} \cdot EER} + \frac{PT_{ij(k)}^{cog} - PT_{ij(k)}^{diss} - PT_{ij(k)}^{ass.in}}{\eta_T^{rif}}} \geq 0,1 \quad (5.85)$$

$$LT = \frac{\sum_{i,j,k} (PT_{ij(k)}^{cog} - PT_{ij(k)}^{diss})}{\sum_{i,j,k} PE_{ij(k)}^{cog} + \sum_{i,j,k} (PT_{ij(k)}^{cog} - PT_{ij(k)}^{diss})} \geq 0,33 \quad (5.86)$$

### 5.5.9 VINCOLI DI NATURA AMBIENTALE

Tale vincolo impone un limite alle emissioni dei principali sostanze inquinanti, calcolate, facendo riferimento all’Indice di Impatto Ambientale definito nel paragrafo 4.2.1, in termini di kg di CO<sub>2</sub> equivalente annue:

$$(p_{CO_2} S_{CO_2} + p_{CO} S_{CO} + p_{NOX} S_{NOX}) \cdot \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^2 \sum_{k=1}^{12} \frac{F_{ij(k)}^{cog}}{PE_{ij(k)}^{cog}} \cdot \Delta t \cdot g_{ij} \leq Limite \quad (5.87)$$

## **CAPITOLO VI**

### ***CASO DI STUDIO ED ANALISI DEI RISULTATI***

Sono presentati i risultati numerici ottenuti dall'applicazione del modello di ottimizzazione ad un caso di studio rappresentato da un'utenza residenziale di medie dimensioni, che per caratteristiche ed andamento dei profili di carico, è rappresentativa dell'intero settore.

Sul test-case è stato condotto un ampio ventaglio di esperimenti computazionali finalizzati non solo ad testare la validità del modello proposto ma anche a valutare le ricadute, in termini economici, energetici ed ambientali, derivanti dall'impiego di sistemi di trigenerazione rispetto a soluzioni impiantistiche di tipo convenzionale.

#### **6.1 DOMANDA ENERGETICA IN UN COMPLESSO RESIDENZIALE**

In un'ottica di impiego di un impianto trigenerativo, la conoscenza degli andamenti orari dei fabbisogni elettrici, termici e frigoriferi costituisce la condizione necessaria per la scelta ottimale della configurazione impiantistica da adottare, ai fini di una valutazione completa ed esaustiva.

Tuttavia, in ambito residenziale ed ingenerale nel settore civile, il reperimento dei dati circa l'andamento orario dei fabbisogni energetici risulta essere difficoltoso in quanto gli unici dati disponibili sono quelli aggregati su base mensile, desunti dalle bollette energetiche. Una ricostruzione puntuale dei carichi orari risulterebbe possibile solo attraverso una precisa contabilità energetica, su un intervallo di tempo significativo (almeno un anno), dei consumi relativi a tutte le fonti di consumo (riscaldamento invernale, acqua calda sanitaria, alimentazione elettrica, condizionamento estivo), con un significativo onere di monitoraggio.

Al fine quindi di validare il modello di ottimizzazione formulato, si è ritenuto opportuno fare riferimento a dei profili di carico orario reperiti in letteratura.

In particolare, i profili di carico elettrico sono stati estrapolati sulla base dei risultati di uno studio condotto dal gruppo eERG (end-use Efficiency Research Group) del Politecnico di Milano per il Ministero dell'Ambiente, denominato MICENE [62, 63]. Tale studio riporta i consumi elettrici di utenze monofamiliari determinati attraverso una

campagna di monitoraggio su un totale di 110 abitazioni in cui sono stati campionati, in intervalli di 10 minuti per tre settimane in ciascuna stagione, le grandezze relative ai consumi medi e di punta dei principali elettrodomestici, dei sistemi di illuminazione e del contatore generale oltre che i dati relativi alla temperatura dell'aria interna.

Per quanto riguarda i profili di carico termico, nel presente lavoro è stato fatto riferimento ai dati forniti dalla azienda municipalizzata A.S.M. S.p.a. di Brescia [63, 64], opportunamente rielaborati per tenere conto sia degli effetti relativi alle perdite termiche sulla rete di teleriscaldamento, sia del valore limite dell'indice di prestazione energetica applicabili dal 1° gennaio 2010 ad edifici di nuova costruzione (D.Lgs 192/05).

Sulla base dei profili di carico termico ed elettrico disponibili, sono stati quindi dimensionati i carichi orari termici, elettrici e di condizionamento del caso di studio analizzato, costituito da un'utenza condominiale multifamiliare, ubicata in zona climatica E, composta da n. 80 appartamenti.

Dall'elaborazione dei dati è emerso che il fabbisogno energetico annuo di un complesso residenziale di 80 unità domestiche medie, ovvero rappresentative di un nucleo familiare costituito da circa 4 persone in un appartamento di media grandezza (106 mq con una volumetria di 318 mc), può considerarsi complessivamente pari a circa 809 MWh termici ed a 325 MWh elettrici (vedasi dettaglio in Tabella 6.1). Per ogni singolo appartamento è stato stimato un consumo termico annuo pari a 10.109 kWh, considerando sia la quota relativa al riscaldamento che quella relativa agli usi sanitari, ed un consumo elettrico annuo pari a 4.061 kWh, comprensivi del fabbisogno relativo al condizionamento estivo, con una distribuzione temporale nell'arco dell'anno riportata in Figura 6.1.

Dal grafico si evince, come era prevedibile, una forte variabilità del fabbisogno termico che, al di fuori dal periodo invernale, si riduce unicamente alla richiesta di acqua calda ad usi sanitari. Il fabbisogno elettrico è invece pressoché costante nell'arco dell'anno ad eccezione dei mesi estivi in cui è prevalente la richiesta di elettricità per il condizionamento.

## **6.2 DIAGRAMMI DI CARICO ORARIO**

In Figura 6.2 sono mostrati i diagrammi di carico giornalieri elettrici, termici e frigoriferi dell'utenza residenziale considerata suddivisi per ciascuna stagione. Sulla base di tali diagrammi sono stati individuati n. 4 giorni tipo, ritenuti rappresentativi dell'intero anno solare:



Numero Appartamenti	80
Superficie media Appartamento	106 m <sup>2</sup>
Volumetria media Appartamento	318 m <sup>3</sup>
Rapporto di Forma Edificio	0,60
Numero medio componenti nucleo familiare	4,06
Zona Climatica	E
Gradi Giorno	2410
Periodo accensione Riscaldamento	6 mesi/anno
Numero ore di accensione Riscaldamento	14 h/giorno
Fabbisogno Elettrico (senza condizionamento) - Singolo Appartamento	3070 kWh/anno
Fabbisogno Frigorifero - Singolo Appartamento	2776 kWh/anno
Fabbisogno Elettrico (con condizionamento) - Singolo Appartamento	4061 kWh/anno
Potenza Elettrica Impegnata - Singolo Appartamento	3 kW
Fabbisogno Termico Riscaldamento - Singolo Appartamento	8228 kWh/anno
Fabbisogno Termico Usi Sanitari - Singolo Appartamento	1880 kWh/anno
Fabbisogno Termico Complessivo - Singolo Appartamento	10109 kWh/anno
Indice di Prestazione Energetica Riscaldamento	77,6 kWh/mq
Fabbisogno Elettrico (senza condizionamento) - Condominio	246 MWh/anno
Fabbisogno Frigorifero - Condominio	222 MWh/anno
Fabbisogno Elettrico (con condizionamento) - Condominio	325 MWh/anno
Fabbisogno Termico Riscaldamento - Condominio	658 MWh/anno
Fabbisogno Termico Usi Sanitari - Condominio	150 MWh/anno
Fabbisogno Termico Complessivo - Condominio	809 MWh/anno
Rapporto Fabbisogno Termico/Elettrico (senza condizionamento)	3,29 kWt/kWe
Rapporto Fabbisogno Termico/Elettrico (con condizionamento)	2,49 kWt/kWe
Potenza Elettrica di Picco (con condizionamento)	149 kWe
Potenza Elettrica di Picco (senza condizionamento)	47 kWe
Potenza Termica di Picco	432 kWt

Tabella 6.1: Caratterizzazione utenza condominiale di riferimento

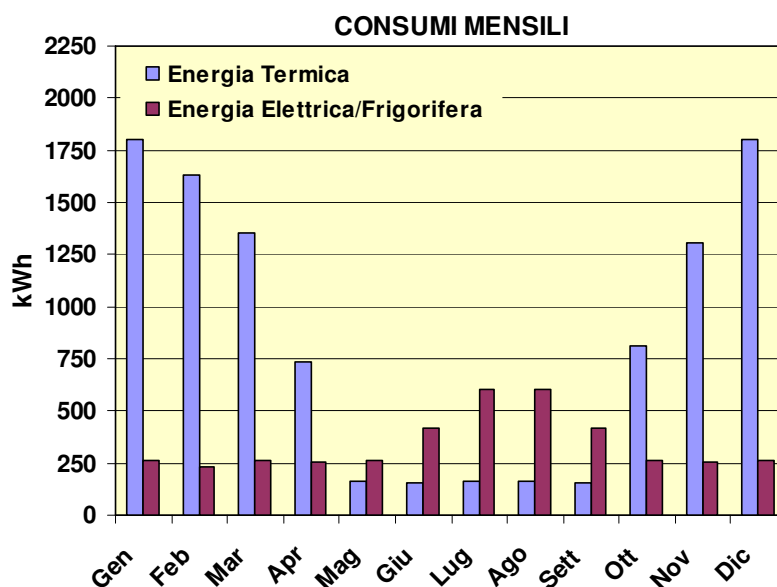


Figura 6.1: Consumi energetici annui condominiali

- Giornata Tipo Invernale di punta (mesi da Dicembre a Febbraio);
- Giornata Tipo Invernale mite (mesi di Novembre, Marzo e Aprile);
- Giornata Tipo Mesi Intermedi (mesi di Maggio, Giugno ed Ottobre).
- Giornata Tipo Estiva (mesi da Luglio a Settembre);

Non sono stati distinti i giorni feriali da quelli festivi in quanto, ai fini della variabilità dei carichi, tale distinzione non risulta significativa in ambito residenziale.

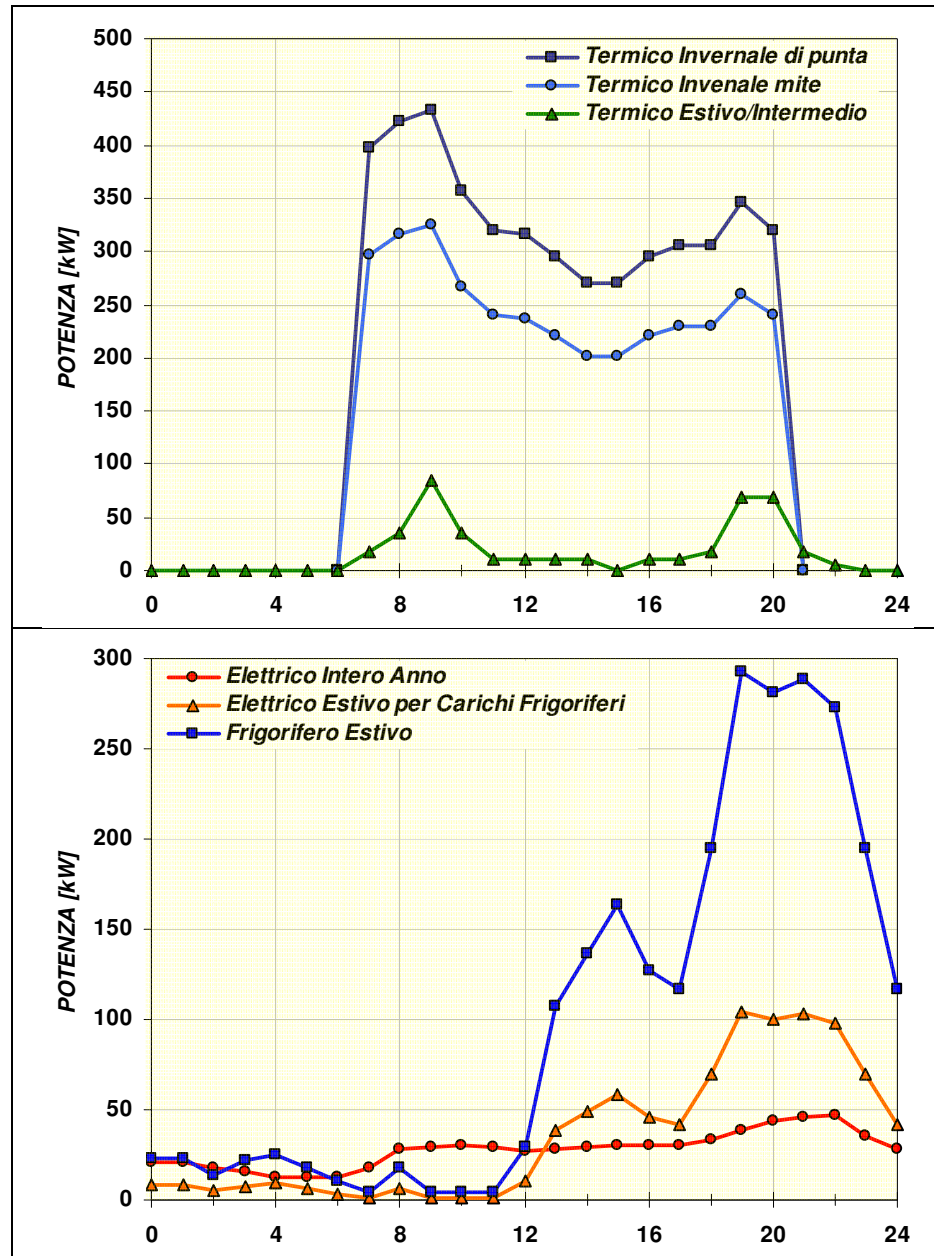


Figura 6.2: Consumi energetici annui condominiali

L'andamento dei diagrammi di carico giornalieri per ciascuna giornata tipo, rappresentati in Figura 6.3, evidenzia una forte variabilità dei consumi che presentano i massimi assorbimenti nelle prime e nelle ultime ore della giornata, ad evidenziare come i dati campionati facciano riferimento ad abitudini comportamentali tipiche di utenti stabilmente occupati.

È necessario sottolineare che i carichi termici e frigoriferi dell'utenza condominiale sono dati dalla somma dei carichi termici e frigoriferi delle singole utenze domestiche che presentano la stessa distribuzione oraria. La curva dei carichi elettrici si presenta, invece, più piatta in quanto la richiesta complessiva di elettricità è data dalla somma dei singoli carichi familiari che si distribuiscono nell'arco della giornata con un determinato fattore di contemporaneità [63].

In definitiva, i dati complessivi evidenziano che le utenze residenziali sono caratterizzate da un elevato rapporto tra fabbisogno termico ed elettrico, e che i carichi termici e frigoriferi sono prettamente stagionali a differenza di quelli elettrici che rimangono costanti su tutto il periodo dell'anno.

### **6.3 IPOTESI DI FUNZIONAMENTO DELL'IMPIANTO**

Nel presente lavoro, il sistema trigenerativo preso in considerazione è costituito dalle seguenti componenti impiantistiche:

- Impianto di cogenerazione con recupero termico;
- Pompa di calore a compressione;
- Macchina frigorifera ad assorbimento;
- Caldaia ausiliaria.

Nel dettaglio, per quanto riguarda le tecnologie cogenerative, sono state analizzate i seguenti motori primi:

- Celle a Combustibile;
- Motori a Combustione Interna a gas;
- Microturbina a gas;
- Turbina a Gas a ciclo semplice.

Le pompe di calore a compressione elettriche, con condensazione ad aria, sono considerate funzionanti in assetto reversibile, ovvero sia per l'eventuale integrazione del fabbisogno termico in inverno che per la copertura del fabbisogno frigorifero in estate.

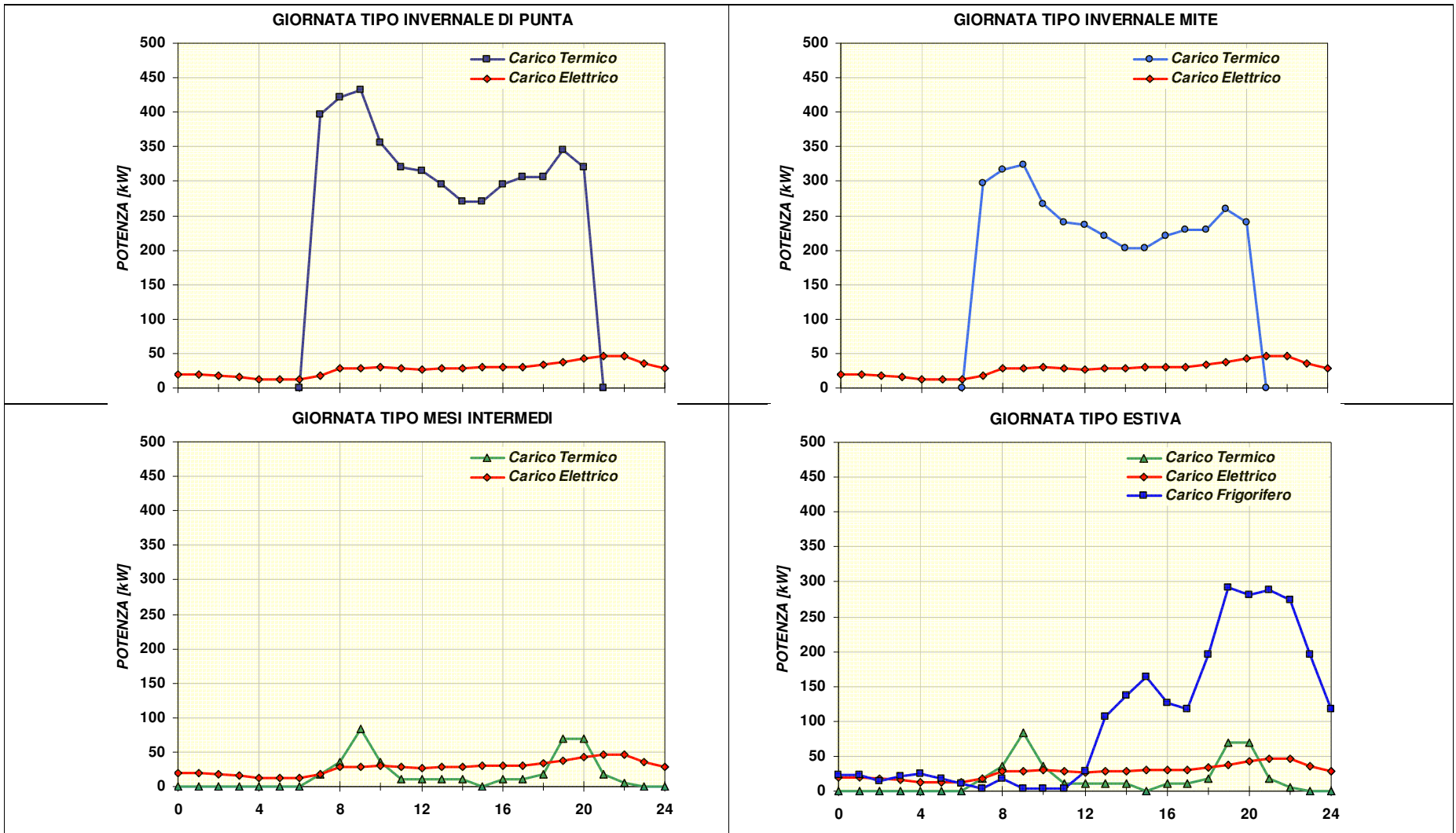


Figura 6.3: Diagrammi di Carico Giornalieri

Nel funzionamento come pompa di calore, è stato assunto un COP pari a 3,3, mentre nel funzionamento come macchina frigorifera è stato assunto un EER pari a 2,8.

La macchina ad assorbimento è stata considerata monostadio funzionante solo come frigorifero, assumendo un valore di EER pari a 0,7, tipico per assorbitori a bromurio di litio.

La caldaia ausiliaria viene utilizzata per le integrazioni termiche ed è stato fissato un rendimento termico pari al 80%.

Nell'ottimizzazione del funzionamento dell'impianto, la procedura considera per ogni singolo intervallo orario tutte le possibili strategie di funzionamento allo scopo di individuare quella strategicamente ottimale. Le logiche prese in esame sono quindi:

- Funzionamento a massima potenza elettrica;
- Elettrico segue;
- Termico segue;
- Frigorifero segue;
- Funzionamento ai carichi parziali;
- Motore spento.

È opportuno precisare che ciascuna logica di funzionamento viene stabilita dal modello in funzione della tipologia di carico presente all'interno dell'intervallo orario da ottimizzare.

Inoltre la presenza di pompe di calore e di gruppi frigoriferi a compressione e ad assorbimento, direttamente alimentati dal cogeneratore, ha portato a definire le seguenti ipotesi di funzionamento:

- il carico termico richiesto viene soddisfatto innanzitutto dal recupero termico dal motore primo cogenerativo. Se tale recupero risultasse insufficiente, intervengono in successione le pompe di calore a compressione, in caso di eccedenza di energia elettrica, ed in ultimo la caldaia ausiliaria.
- l'energia elettrica cogenerata viene utilizzata in primis per soddisfare il carico elettrico richiesto, successivamente per alimentare le pompe di calore a compressione e in ultimo, in caso di ulteriori eccedenze, può essere ceduta remunerativamente alla rete.
- il carico frigorifero viene coperto innanzitutto dal frigorifero ad assorbimento alimentato dal calore recuperato dal motore primo cogenerativo. Se questo risultasse insufficiente, si fa ricorso alle macchine frigorifere a compressione

direttamente alimentate dal cogeneratore. Se anche il carico prodotto dai compressori risultasse insufficiente è possibile ricorrere alla rete per l'acquisto dell'energia elettrica necessaria ad alimentare la macchina frigorifera a compressione per coprire il restante carico frigorifero richiesto.

#### **6.4 ASSUNZIONI TARIFFARIE**

La possibilità di impiego di un impianto di trigenerazione in utenza condominiale multifamiliare è stata valutata in termini comparativi rispetto alla soluzione convenzionale di base, in questo caso rappresentata dalle singole 80 utenze domestiche. Pertanto vengono di seguito in dettaglio descritte le assunzioni tariffarie relative sia alle singole utenze domestiche, che rappresentano l'utenza convenzionale di riferimento, sia all'utenza condominiale.

#### **FORNITURA ELETTRICA**

Trattandosi di utenze residenziali si farà riferimento al mercato vincolato per forniture a bassa tensione. Per tali tipologie di utenze, il costo medio per entrambe le forniture può considerarsi pari, in funzione dei quantitativi di consumo, ad un costo medio di 16,8 cent€/kWh (dato medio per il II° trimestre 2009 pubblicato dall'Autorità per l'Energia Elettrica e Gas), comprensivo di imposte ed IVA, ad esclusione unicamente del costo relativo all'impegno di potenza che, per le singole utenze domestiche si calcola sulla base di 3 kW impegnati, e per l'utenza condominiale dipenderà dalla taglia del cogeneratore stabilita in fase di ottimizzazione.

#### **FORNITURA GAS NATURALE**

Le tariffe di fornitura del gas dipendono dall'Azienda Distributrice e quindi dall'ubicazione dell'impianto. In ogni caso verrà considerata una tariffa media pari a 73,41 cent€/Sm<sup>3</sup> (dato medio per il II° trimestre 2009 pubblicato dall'Autorità per l'Energia Elettrica e Gas), comprensive di imposta al consumo e di addizionale regionale (1,136 e 0,31 cent€/kWh rispettivamente) e dell'IVA, sia per l'utenza convenzionale (l'insieme delle singole utenze domestiche) che per l'utenza condominiale, servita dall'impianto di trigenerazione. Le imposte di consumo e regionali gravano anche sull'energia elettrica cogenerata ed autoconsumata.

La fornitura del gas per utilizzi cogenerativi è soggetta a defiscalizzazione delle imposte sulla quota di gas naturale destinato alla produzione di energia elettrica, nella

misura di 0,25 Sm<sup>3</sup> per kWh prodotto. Per tale quota di gas si applica una imposta, sostitutiva delle precedenti, pari a 0,031 cent€/Sm<sup>3</sup> per la quota parte di energia elettrica autoconsumata e di 0,045 cent€/Sm<sup>3</sup> per l'energia elettrica immessa in rete.

### **TARIFFA DI CESSIONE DELL'ELETTRICITÀ COGENERATA ALLA RETE**

Le agevolazioni previste per gli impianti di cogenerazione ad alto rendimento, con potenza inferiore ai 200 kW, che soddisfano l'Indice di Risparmio Energetico ed il Limite Termico, così come definiti dalla Delibera AEEG 42/02 con i valori aggiornati dalla Delibera AEEG n.296/05 attualmente in vigore, sono rappresentate da:

- Scambio sul Posto;
- Cessione dell'energia elettrica eccedente alla rete.

Nel primo caso, effettuando una compensazione tra l'energia elettrica acquistata e quella ceduta, quest'ultima è valorizzata al pari dell'energia elettrica acquistata, a meno delle componenti relative agli oneri generali di sistema, alle imposte ed all'IVA che in totale assommano a circa il 22% del costo di acquisto dell'energia elettrica (dati pubblicati sul portale dell'Acquirente Unico).

Nel caso in cui l'energia elettrica venduta è maggiore di quella acquista, le eccedenze possono essere vendute alla rete e l'Acquirente Unico riconosce una tariffa stabilita mensilmente in funzione delle nuove fasce orarie introdotte dalla Delibera AEEG 181/06.

In base alla Delibera AEEG 34/05 ed alla successiva 318/06, il produttore può richiedere al gestore della rete, una valorizzazione dell'energia elettrica ceduta pari al prezzo unico indifferenziato per fasce orarie, attualmente pari a 7,9489 cent€/kWh (dato pubblicato sul portale dell'Acquirente Unico per il mese di Luglio 2009).

### **6.5 SCENARIO FINANZIARIO**

La procedura di ottimizzazione di lungo periodo è stata condotta considerando uno scenario finanziario di riferimento in cui è stato assunto che il rapporto tra il costo del combustibile e dell'energia elettrica si mantenga costante nel tempo e che segua l'andamento dell'inflazione, attualmente pari al 2,5%, mentre il tasso ufficiale di riferimento è stato assunto pari al 1,5%. In funzione di tali assunzioni il tasso nominale di sconto sarà pari a 1,5% per la determinazione del Fattore di Attualizzazione del Margine Operativo Lordo (vedasi Equazione 5.4), mentre sarà pari a 4,04% per la determinazione del Fattore di Attualizzazione degli Ammortamenti (vedasi Equazione 5.3).

Infine la vita utile dell'impianto è stata assunta pari a 15 anni per tutti i suoi

componenti, mentre il tasso di prelievo fiscale è stato considerato nullo in quanto il risparmio sui costi di gestione, derivanti dall'impiego di un impianto di trigenerazione, in ambito residenziale non produce redditi né è soggetto a detrazioni fiscali.

## **6.6 COSTI DI INVESTIMENTO E MANUTENZIONE**

In Tabella 6.2 sono riportati i costi specifici di investimento e di manutenzione di tutte le componenti impiantistiche considerate. Il costo specifico dell'impianto di cogenerazione dipende dalla tecnologia impiantistica considerata ed è determinato dalla procedura di ottimizzazione attraverso i vincoli non lineari introdotti al fine di rappresentare la variabilità del costo d'impianto in funzione della taglia dello stesso (vedasi Equazioni 5.68, 5.69, 5.70, 5.71).

Occorre specificare che nel costo d'investimento del cogeneratore sono compresi sia il costo del sistema di recupero del calore sia le spese per la messa in esercizio e per le opere accessorie necessarie all'adeguamento dei locali, quantizzabili in un importo pari al 25% del costo dell'impianto.

## **6.7 ANALISI ECONOMICA**

Il modello di ottimizzazione implementato, in relazione allo scenario economico finanziario considerato, ha consentito di determinare per tutte le configurazioni impiantistiche analizzate, il dimensionamento ottimale dell'impianto che massimizza sia il Margine Operativo Lordo (MOL) di breve periodo sia il Risultato Economico dell'Investimento (REA), nell'arco della vita utile dell'impianto.

<b>COSTO INVESTIMENTO</b>	
Pompa a Compressione	150 €/kW <sub>fr</sub>
Macchina ad Assorbimento	300 €/kW <sub>fr</sub>
Caldaia Ausiliaria	60 €/kW <sub>th</sub>
<b>COSTO DI MANUTENZIONE</b>	
Cella a Combustibile	3 cent€/kWh <sub>el</sub>
Motore a Combustione Interna	2 cent€/kWh <sub>el</sub>
Microturbina a Gas	1 cent€/kWh <sub>el</sub>
Turbina a Gas a Ciclo Semplice	0,75 cent€/kWh <sub>el</sub>
Pompa a Compressione	0,2 cent€/kW <sub>hfr</sub>
Macchina ad Assorbimento	0,1 cent€/kW <sub>hfr</sub>
Caldaia Ausiliaria	0,1 cent€/kW <sub>hth</sub>

*Tabella 6.2: Costi di investimento e manutenzione*



I risultati riportati nelle Figure 6.4, 6.5, 6.6 e 6.7, dimostrano i notevoli vantaggi economici conseguibili con l'utilizzo della tecnologia cogenerativa, ed in maggior misura se abbinata a pompe di calore a compressione e ad assorbimento.

Tali rappresentazioni grafiche racchiudono una molteplicità di informazioni, sia di carattere economico che di carattere dimensionale. In particolare, vengono analizzati i risultati delle ottimizzazioni in un range di potenza del motore cogenerativo che varia tra i 20 ed i 200 kW e, per ciascuna taglia del cogeneratore ottimizzata, vengono riportati i seguenti dati:

- valori ottimi dei parametri economici analizzati (REA, MOL, PBP), rappresentati dalle linee ad andamento continuo;
- risultati delle ottimizzazioni riferiti alla configurazione impiantistica in assetto trigenerativo (linee ad andamento continuo di colore rosso) ed alla configurazione impiantistica in sola cogenerazione, ovvero senza l'impiego delle pompe di calore (linee ad andamento continuo di colore blu);
- dimensionamento ottimale delle pompe di calore e della caldaia ausiliaria, che massimizza il criterio di valutazione economico considerato relativamente all'impianto in assetto trigenerativo, rappresentato dai diagrammi a barre.

Occorre sottolineare che la non regolarità delle funzioni e dei diagrammi a barre, evidenti in alcune rappresentazioni grafiche, sono imputabili al fatto che le numerose variabili in gioco determinano delle situazioni limiti in termini di taglia dell'impianto. Infatti, in corrispondenza di tali situazioni limiti, la procedura di ottimizzazione genera delle differenti distribuzioni delle potenze cogenerate, che possono produrre il verificarsi di maggiori o minori benefici relativamente a: possibilità di compensare l'energia elettrica acquistata e venduta, possibilità di defiscalizzazione del gas, dissipazione di energia termica, possibilità di sfruttamento delle pompe, ecc..

Dall'analisi delle simulazioni effettuate (Figure 6.4, 6.5, 6.6 e 6.7) è possibile trarre alcune importanti considerazioni sia sui motori cogenerativi analizzati che sugli effetti derivanti dall'utilizzo delle macchine a compressione e ad assorbimento:

- I risultati economici della configurazione impiantistica trigenerativa, che prevede l'utilizzo delle pompe a compressione e ad assorbimento, sono significativamente maggiori rispetto al solo utilizzo del motore cogenerativo, per qualsiasi tecnologia utilizzata, sia nel breve che nel lungo periodo. La possibilità di impiegare pompe di calore direttamente alimentate dal cogeneratore consente di aumentare la

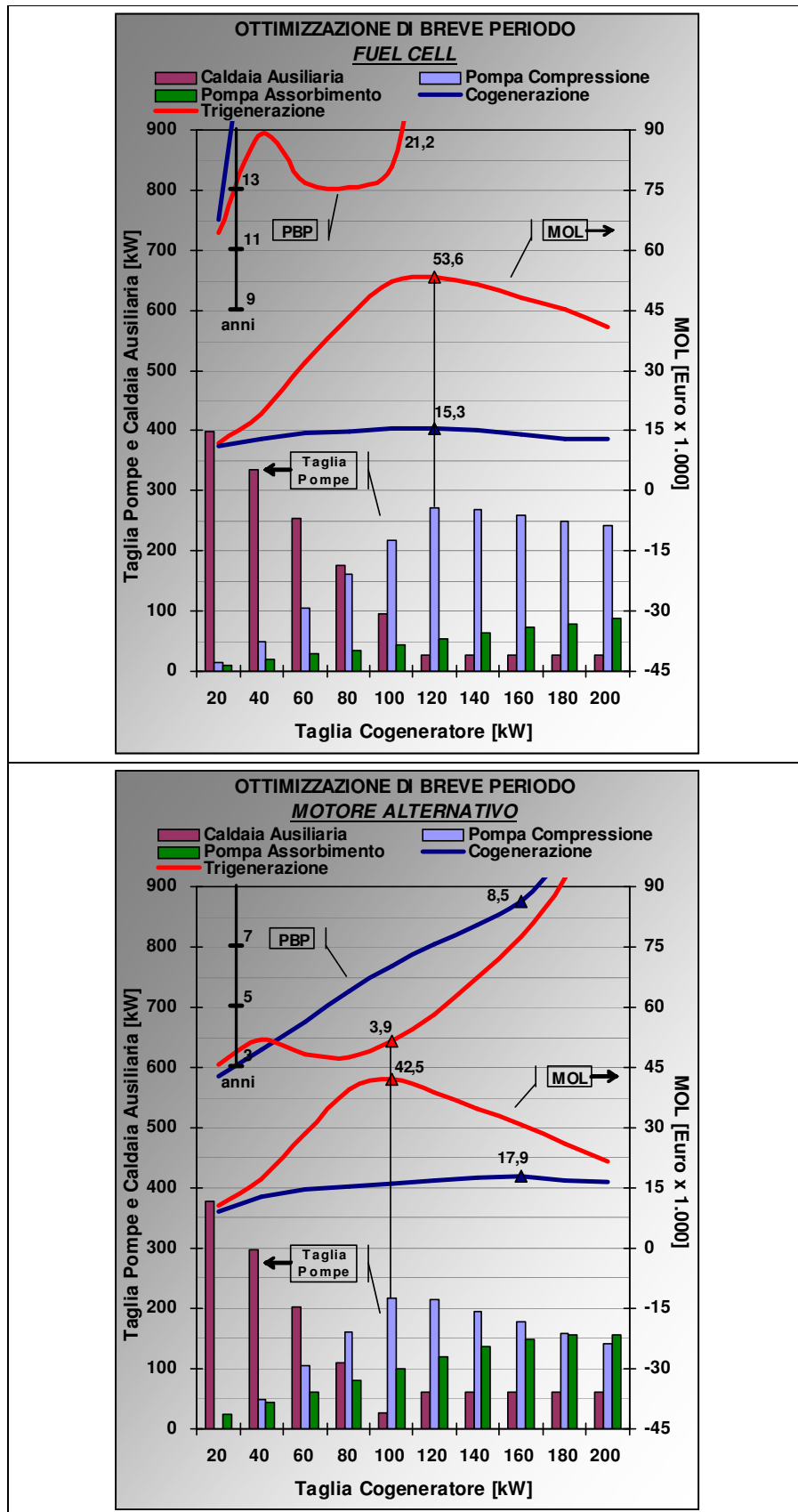


Figura 6.4: Ottimizzazione di Breve Periodo – Celle a Combustibile e Motore a Combustione Interna

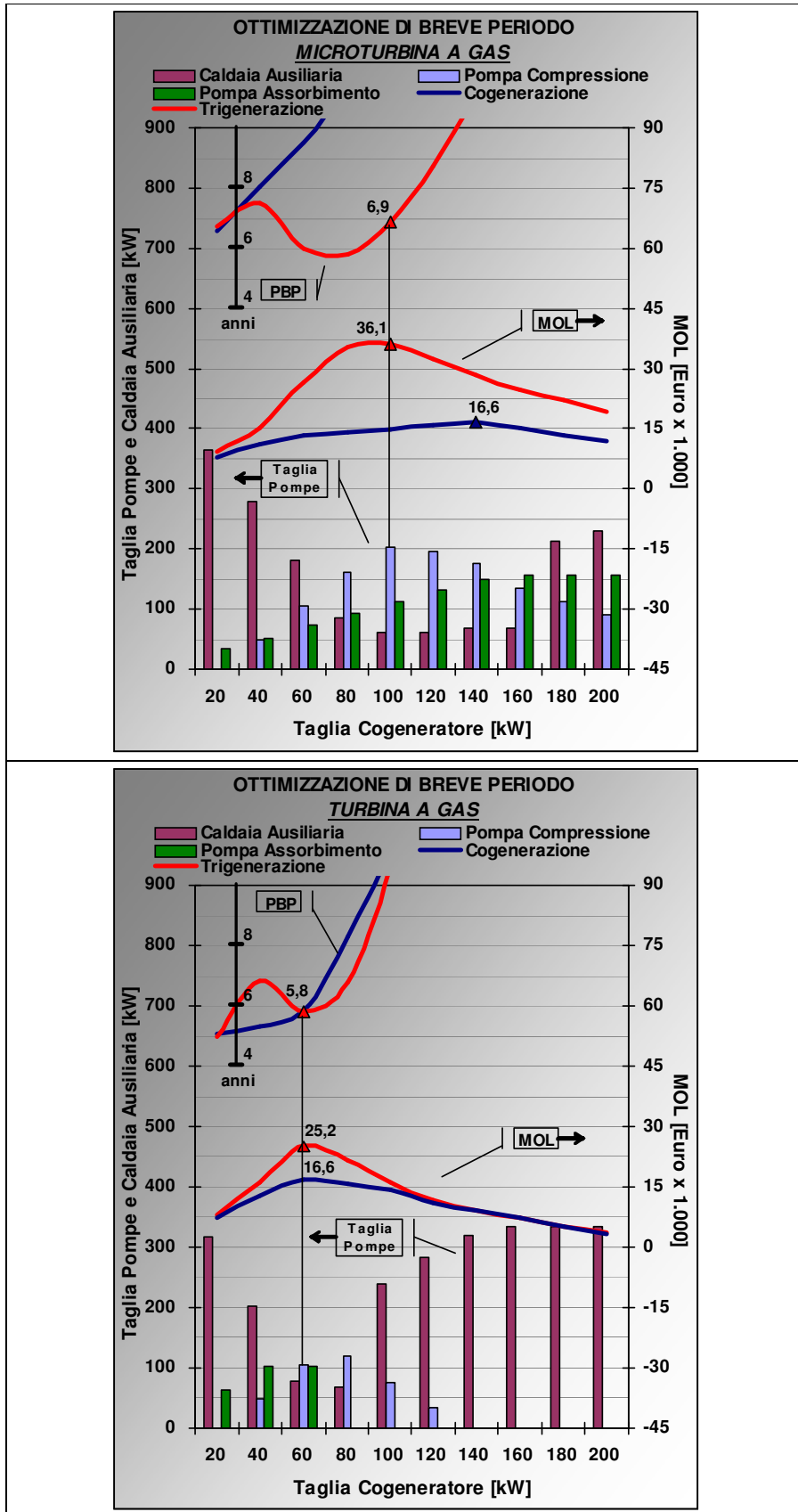


Figura 6.5: Ottimizzazione di Breve Periodo – Microturbina e Turbina a Gas

potenza cogenerativa installata al di sopra dei fabbisogni minimi, in maniera da sfruttare l'elettricità ed il calore in eccesso per alimentare in maniera economicamente vantaggiosa gli elettrocompressori e gli assorbitori. Ciò è evidente sia nel periodo invernale, in cui l'eccesso di elettricità prodotta rispetto a quella richiesta consente di alimentare gli elettrocompressori e quindi di evitare onerosi ricorsi alla caldaia ausiliaria per le integrazioni termiche, sia nel periodo estivo, in cui al contrario l'eccesso di energia termica prodotta rispetto a quella richiesta consente di alimentare gli assorbitori e di evitare onerosi acquisti di energia elettrica per coprire il carico frigorifero. Rispetto alla semplice cogenerazione, la possibilità di utilizzare l'impianto anche durante la stagione estiva aumenta il numero di ore di funzionamento con significative ricadute sui costi di gestione e sui tempi di recupero dell'investimento.

- Nell'ottimizzazione di breve periodo, i risultati economici in termini di MOL delle celle a combustibile (Figura 6.4) sono maggiori sia dei motori a combustione interna che, in maniera più significativa, delle microturbine e delle turbine a gas (Figura 6.5). Ciò è principalmente riconducibile alla particolare distribuzione dei fabbisogni energetici dell'utenza residenziale che, nella stagione estiva ed intermedia, è caratterizzata da un ridotto fabbisogno di calore (Figura 6.3), il che penalizza il rapporto termo-elettrico maggiore delle microturbine e delle turbine a gas. A parità di potenza termica prodotta i risultati economici ottenuti sono in relazione ai maggiori rendimenti elettrici della tecnologia cogenerativa impiegata.
- Nell'ottimizzazione di lungo periodo, in cui le taglie ottime sono influenzate dai costi di investimento e dagli ammortamenti, i risultati economici in termini di REA dei motori a combustione interna (Figura 6.6) sono maggiori rispetto alle altre tecnologie. Ciò è dovuto sia agli elevati rendimenti elettrici che ai minori costi d'impianto. Le celle a combustibile, nonostante i maggiori valori di MOL, sono pesantemente penalizzate dai costi d'impianto, attualmente ancora troppo elevati, che non consentono tempi di rientro del capitale investito sostenibili.
- L'analisi comparativa tra l'ottimizzazione di breve e di lungo periodo mette in evidenza come i costi di investimento influenzino significativamente il dimensionamento ottimale dell'impianto. Infatti, dalle simulazioni effettuate massimizzando il MOL, si evidenzia che gli elevati risparmi sui costi di gestione conseguibili attraverso l'utilizzo delle pompe a compressione e ad assorbimento, consentono una maggiore remunerabilità dell'investimento all'aumentare della

potenza frigorifera installata. Inoltre si può notare come i diversi rapporti termoelettrici che caratterizzano i motori cogenerativi analizzati condizionino il dimensionamento delle pompe a compressione e di quelle ad assorbimento.

- Per contro, dalle simulazioni effettuate massimizzando il REA, il dimensionamento ottimale dell'impianto, per ciascuna tecnologia cogenerativa, si ottiene per potenze frigorifere minori in quanto il risultato economico dell'investimento è influenzato dalla potenza frigorifera installata e quindi dal costo delle pompe. Ciò è meno evidente per le celle a combustibile per le quali, nel lungo periodo, gli elevati costi d'impianto non giustificano l'investimento, indipendentemente dal dimensionamento dei gruppi frigoriferi.
- L'impiego di pompe a compressione e ad assorbimento, nonostante comporti dei costi d'impianto maggiori, consente di ottenere tempi di ritorno dell'investimento minori rispetto alla semplice cogenerazione. In corrispondenza delle taglie ottimali si ottengono, per tutte le tecnologie cogenerative ad eccezione delle celle a combustibile, dei tempi di ritorno compresi tra i 4 ed i 6 anni, che non invalidano la sostenibilità dell'investimento.

In Figura 6.8 sono sintetizzati i risultati comparativi di tutti gli impianti analizzati in riferimento all'ottimizzazione sia di breve che di lungo periodo.

Per quanto riguarda il dimensionamento della configurazione impiantistica che massimizza il MOL (ottimizzazione di breve periodo), le simulazioni fanno ricadere la scelta su una cella a combustibile di 120 kW<sub>e</sub> abbinata a pompe a compressione di potenza pari a 272 kW<sub>f</sub> e macchine ad assorbimento monostadio di potenza pari a 53 kW<sub>f</sub>, per un MOL complessivo pari a 53.600 Euro (Figura 6.4). A causa degli elevati costi d'investimento, tale configurazione impiantistica non garantisce un ritorno dell'investimento positivo nell'arco della vita utile dell'impianto (REA pari a -61.900 Euro e PBP pari a 21,2 anni). Le altre tecnologie cogenerative in corrispondenza delle taglie ottime consentono di ottenere valori di MOL più bassi, dai 42.000 Euro per i motori a combustione interna ai 25.000 Euro per le turbine a gas a ciclo semplice, ma con tempi di recupero attualizzati del capitale decisamente più bassi, dai 4 ai 7 anni. La raffigurazione grafica di Figura 6.9 illustra il dimensionamento ottimale della configurazione impiantistica con cella a combustibile, rispetto ai diagrammi di carico di una giornata tipo feriale invernale ed estiva. Le aree cumulative di varie colorazioni rappresentano i contributi di ciascuna componente impiantistica alla copertura del carico, nonché i quantitativi di energia scambiati con l'esterno (elettricità acquistata e venduta, energia termica dissipata).

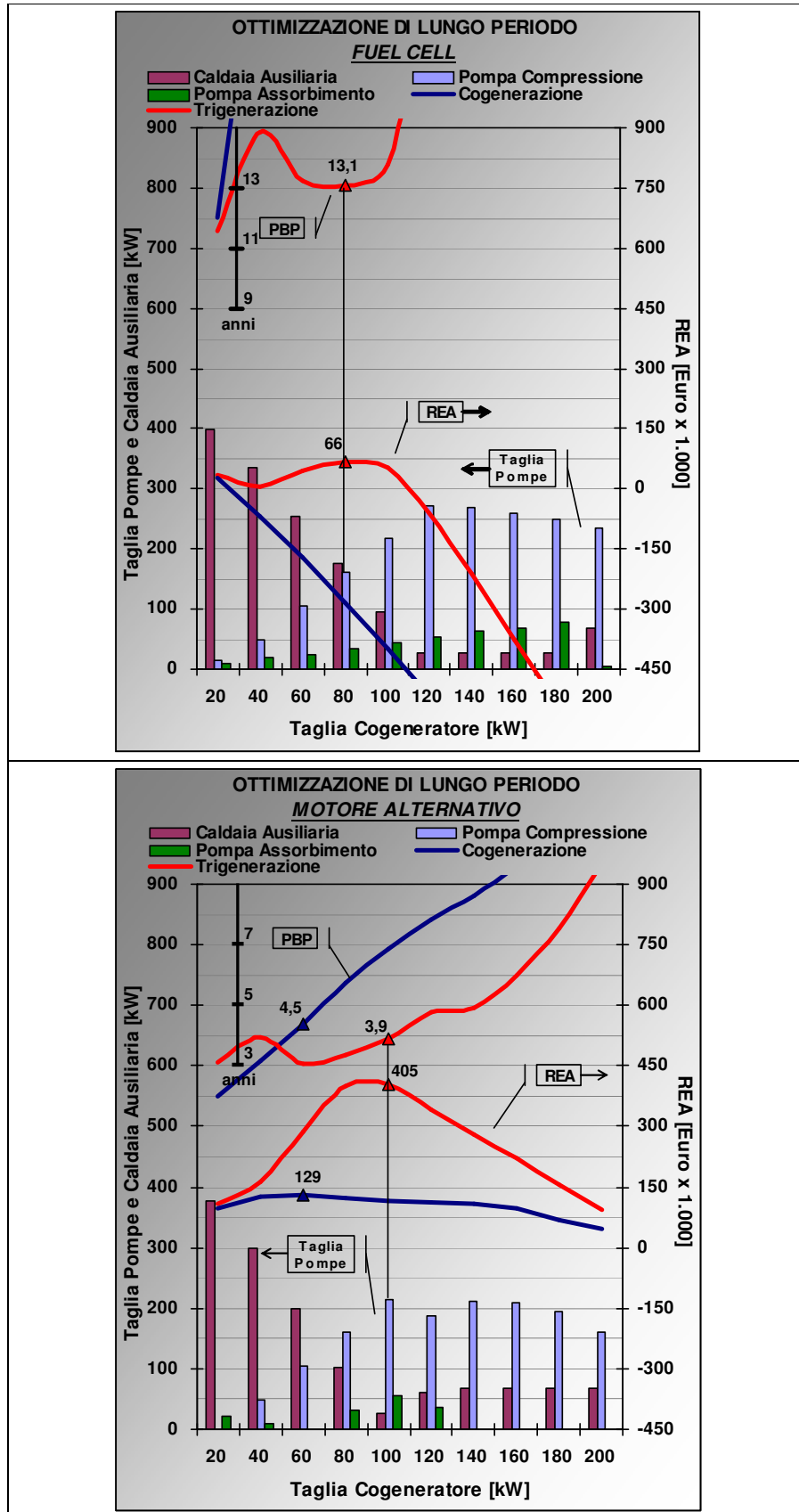


Figura 6.6: Ottimizzazione di Lungo Periodo – Celle a Combustibile e Motore a Combustione Interna

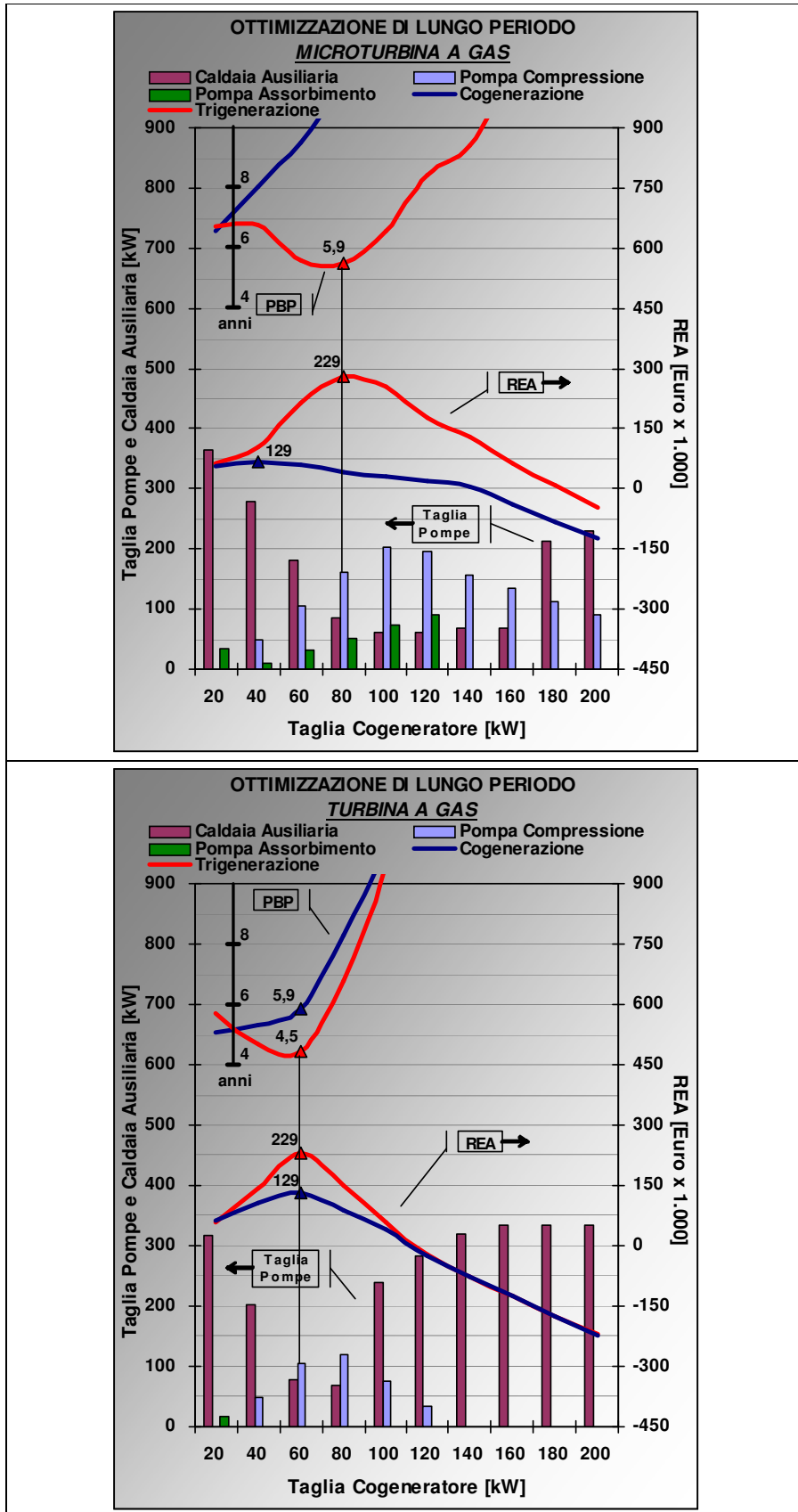


Figura 6.7: Ottimizzazione di Lungo Periodo – Microturbina e Turbina a Gas

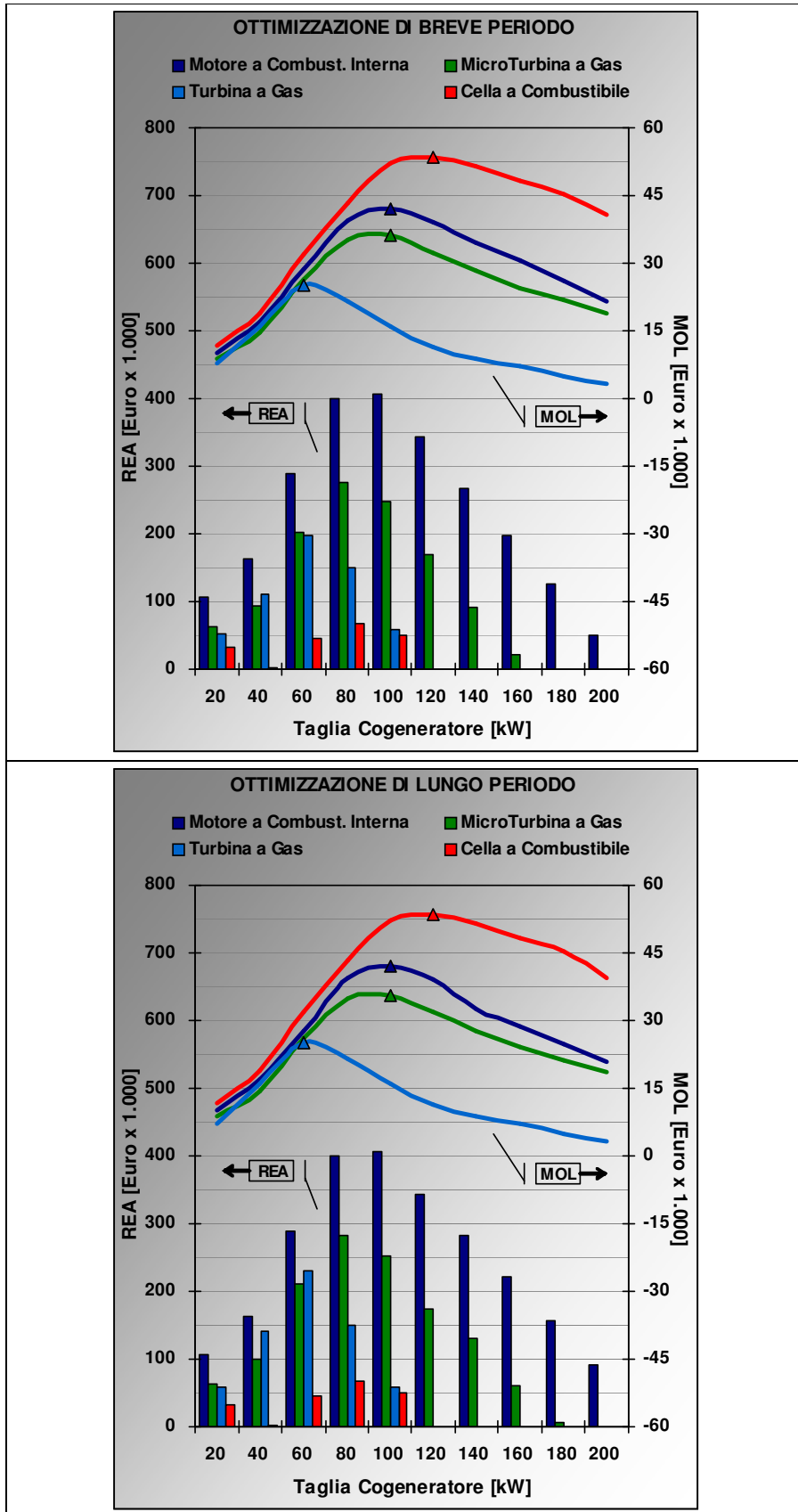


Figura 6.8: Analisi Comparativa Ottimizzazione di Breve e Lungo Periodo



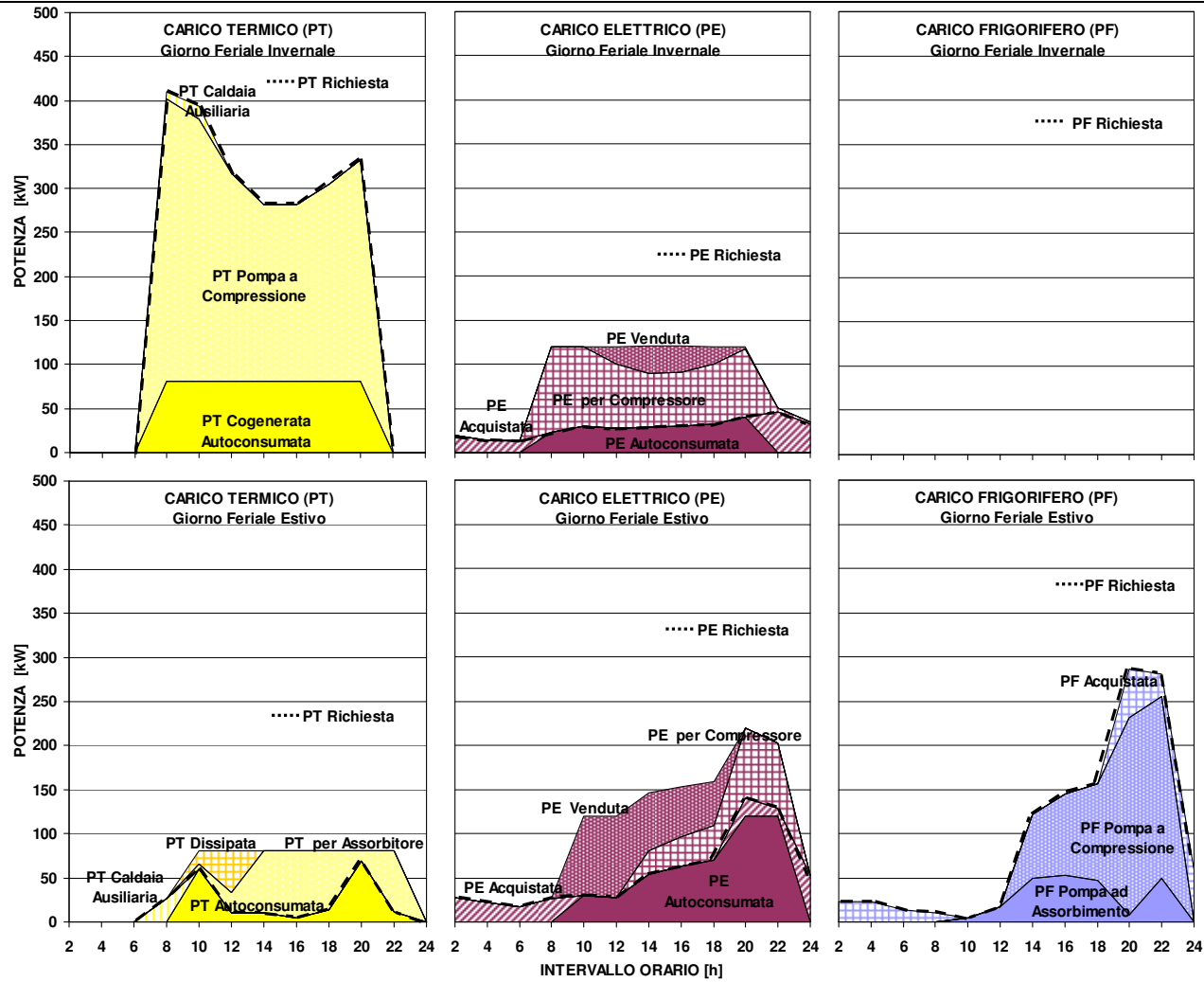


Figura 6.9: Diagrammi di copertura del carico – Soluzione Ottima di Breve Periodo Celle a Combustibile

Per quanto riguarda il dimensionamento della configurazione impiantistica che massimizza il REA (analisi di lungo periodo), le simulazioni fanno ricadere la scelta su un motore a combustione interna di 100 kWe abbinato a pompe a compressione di potenza pari a 214 kWf e pompe ad assorbimento monostadio di potenza pari a 55 kWf, per un REA complessivo pari a 405.200 Euro (Figura 6.6). Tale configurazione garantisce inoltre un MOL abbastanza elevato pari a 42.200 Euro con un tempo di ritorno attualizzato dell'investimento di 3,9 anni. Il confronto con il dimensionamento ottimale delle altre tecnologie cogenerative, evidenzia un REA di 229.200 Euro per le turbine a gas a ciclo semplice e di 282.600 Euro per le microturbine a gas, con PBP rispettivamente di 4,5 e 5,5 anni. Per le celle a combustibile, rispetto all'ottimizzazione di breve periodo, il dimensionamento ottimale si ottiene per taglie più basse sia del motore cogenerativo (80 kWe) che delle pompe di calore che determinano un REA pari a 66.200 Euro ed un PBP di 13,1 anni.

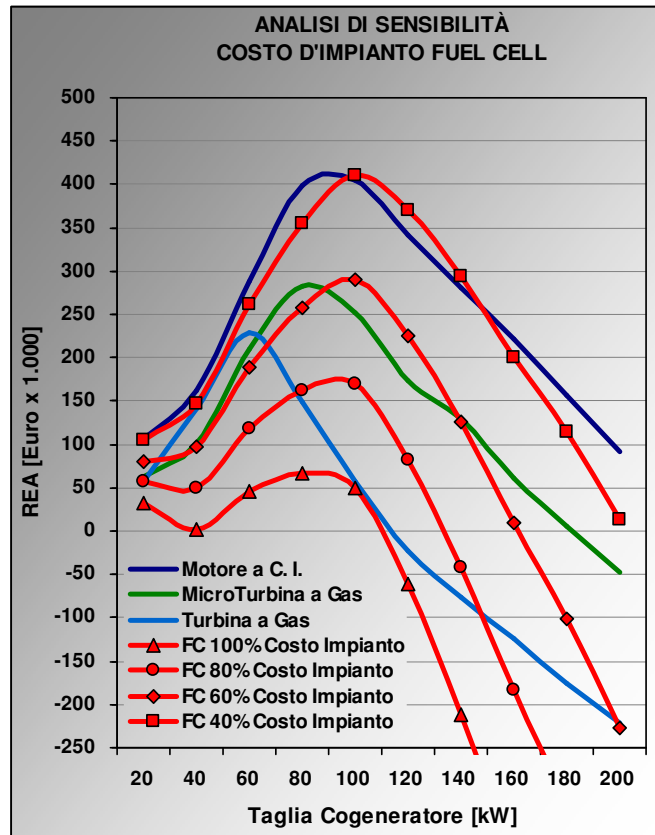
Al fine poi di valutare le potenzialità di impiego delle celle a combustibile in prossimo futuro, ovvero quando entreranno in una fase di piena commercializzazione, stimata dai principali costruttori e istituti di ricerca in un periodo compreso tra i 10 e 15 anni, è stata effettuata una analisi di sensibilità rispetto al costo d'impianto, che attualmente rappresenta il principale ostacolo ad una loro diffusione. In Figura 6.10 sono stati presi in considerazione valori del costo d'impianto fino al 40% degli attuali 6.000 €/kWe. Rispetto alle traiettorie ottime del REA di microturbine a gas e turbine a gas, la competitività delle celle a combustibile si ottiene in corrispondenza di valori del costo d'impianto pari al 60% del valore attuale. Valori pari al 40% dell'attuale le renderebbero competitive anche rispetto ai motori a combustione interna, che per la tipologia di utenza considerata, rappresentano la migliore tecnologia presente attualmente sul mercato.

## **6.8 ANALISI ENERGETICA ED AMBIENTALE**

Ultimata l'analisi dei risultati tecnico-economici, si è ritenuto significativo condurre anche un'analisi energetica ed ambientale al fine di un'effettuare un confronto, in termini di utilizzo di energia primaria e di emissioni prodotte, fra le diverse opzioni possibili.

### **6.8.1 ANALISI ENERGETICA**

L'analisi energetica è stata condotta prendendo a riferimento l'Indice di Risparmio di Energia primaria (IRE) che convenzionalmente definisce il risparmio di energia primaria,



**Figura 6.10:** Analisi di sensibilità rispetto al Costo d'Impianto per Celle a Combustibile

in termini di Tonnellate Equivalenti di Petrolio (Tep), conseguibile attraverso l'utilizzo di un impianto di cogenerazione rispetto alla soluzione convenzionale (vedasi Equazione 4.58). Quest'ultima, come già anticipato, ricorre per la produzione separata delle stesse quantità di elettricità e calore, ad ENEL per il soddisfacimento del fabbisogno elettrico e ad una caldaia tradizionale per il soddisfacimento del fabbisogno termico, con rendimenti supposti pari allo 0,4 per la produzione elettrica ed allo 0,80 per la produzione termica.

Rispetto a tale definizione di "normativa" dell'IRE, nella presente analisi si farà riferimento per maggiore completezza all'IRE "termodinamico", così come definito nell'Equazione 5.85, che rispetto al precedente consente di individuare in modo più completo i vantaggi offerti dal sistema di trigenerazione, tenendo conto anche dei risparmi di energia relativi all'elettricità immessa in rete e all'energia prodotta dalle pompe di calore.

In Figura 6.11 sono illustrati gli andamenti dell'indice IRE (determinati assumendo per le perdite in rete un coefficiente  $p$  calcolato per un allacciamento in BT) ottenuti per le simulazioni effettuate nel breve periodo, da cui si possono evincere gli elevati risparmi di

energia primaria ottenibili mediante l'impiego della tecnologia trigenerativa.

In particolare, le celle combustibile rappresentano la tecnologia che consente di ottenere i risparmi maggiori, nell'ordine del 48% relativamente alla taglia ottimale. Notevoli benefici si raggiungono anche con le altre tecnologia cogenerative che, in corrispondenza delle taglie ottimali, consentono di ottenere valori di IRE pari al 41% per i motori a combustione interna, 35% per le microturbine a gas e 29% per le turbine a gas. I valori dell'indice IRE sono graficati in relazione anche al fattore di utilizzo dell'impianto, rappresentato dai diagrammi a barre, che indica il rapporto tra il numero di ore di funzionamento dell'impianto rispetto al numero di ore massimo annuali (8760 ore). Il fattore di utilizzo dell'impianto è un parametro importante sia in chiave economica che energetica poiché, quanto più l'utilizzo dell'impianto si mantiene elevato, in termini di ore/anno, all'aumentare della taglia del cogeneratore, tanto maggiori saranno i benefici economici ed energetici conseguibili.

Nelle simulazioni di lungo periodo i risultati sono pressoché equivalenti, determinando un aumento di circa un punto dei valori ottenuti nel breve periodo.

### 6.8.2 ANALISI AMBIENTALE

L'indice preso riferimento per l'analisi di tipo ambientale è l'Indice di Impatto Ambientale, così come definito nell'Equazione 4.59, riferito al potenziale impatto sull'inquinamento atmosferico prodotto dalle emissioni dei principali gas climalteranti tipicamente emessi da un impianto termoelettrico a gas naturale: CO<sub>2</sub>, CO, NO<sub>x</sub>.

Tale indice si basa su un sistema di fattori di equivalenza, nel dettaglio descritti nel Capitolo IV, che consentono di "pesare", in funzione dei valori limite di soglia stabiliti dalla normativa in materia, le varie sostanze inquinanti prodotte da una sorgente emissiva sulla base di un'unità di misura di riferimento, il kg di CO<sub>2</sub> equivalente, utilizzata per determinare l'impatto globale della sorgente sull'ambiente.

In Figura 6.11 sono illustrati gli andamenti dell'indice ambientale ottenuti per le simulazioni effettuate nel breve periodo, da cui si possono evincere, come era lecito attendersi, il ridottissimo impatto ambientale prodotto dalle celle a combustibile rispetto alla soluzione convenzionale, rappresentata dalla linea tratteggiata. Le emissioni di quest'ultima sono state determinate facendo riferimento alle emissioni medie di una caldaia convenzionale a gas naturale ed alle emissioni medie del parco termoelettrico nazionale.

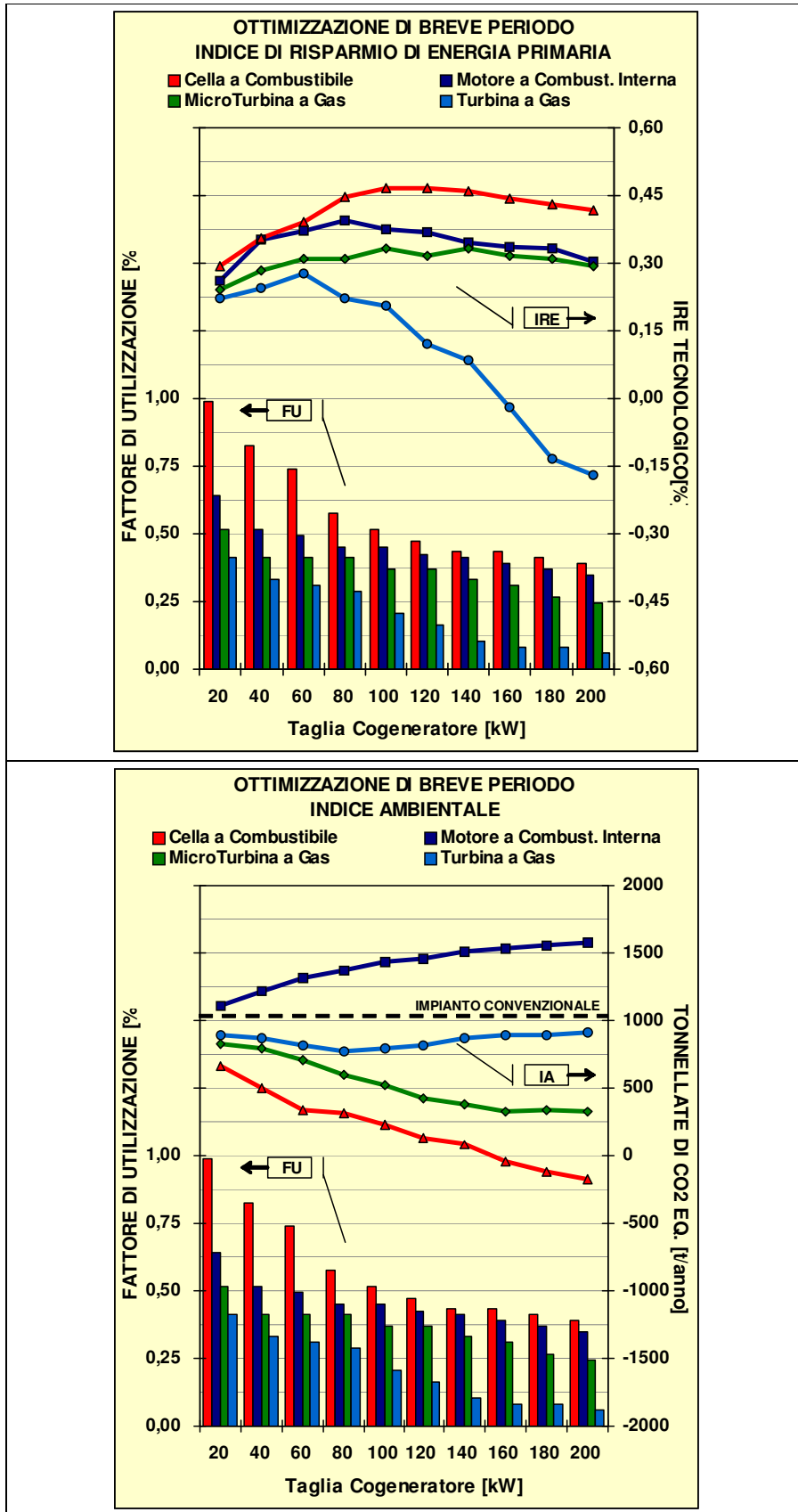


Figura 6.11: Analisi Energetica ed Ambientale

Le emissioni prodotte dalle celle, essendo minimi i contributi di  $\text{NO}_x$  e CO, si limitano esclusivamente alla sola anidride carbonica che, grazie agli elevati rendimenti elettrici, è comunque prodotta in misura abbastanza contenuta, soprattutto se confrontata con quella originata dalle tecnologie tradizionali. Addirittura, per le taglie massime si ottengono valori dell'indice negativo in quanto nel computo si considerano anche le emissioni evitate relative alla cessione di energia elettrica alla rete.

Nel complesso, le celle producono livelli di emissione notevolmente inferiori alla media, addirittura di un ordine di misura inferiore rispetto ai motori alternativi che rappresentano la tecnologia sicuramente a maggiore impatto sull'ambiente, a causa degli elevati contributi di  $\text{NO}_x$  e CO prodotti durante il processo di combustione.

Ottimi valori di impatto ambientale si conseguono anche per le microturbine a gas e per le turbine a gas, anche se per quest'ultime sono meno significativi.

## **6.9 CONFRONTO TRA IL MODELLO NON-LINEARE FORMULATO ED UN MODELLO LINEARE**

Come osservato nei precedenti capitoli, la formulazione del modello matematico per l'ottimizzazione di un sistema di trigenerazione ha reso necessario il ricorso alla classe dei Modelli di Programmazione Non Lineare Mista Intera (MINLP). Tali modelli, a fronte di una maggiore complessità computazionale, legata alla presenza di variabili di decisione binarie ed alla natura non lineare dei vincoli e della funzione obiettivo, consentono di implementare con un maggiore grado di accuratezza le principali criticità connesse alla gestione di un sistema trigenerativo.

Al fine di misurare l'efficacia di una formulazione più robusta del problema, sono state condotte delle simulazioni considerando una formulazione "rilassata" ottenuta rimuovendo i vincoli di non linearità introdotti, ovvero risolvendo un Modello di Ottimizzazione Lineare Misto Intero (MILP).

Per il confronto si è fatto riferimento, a titolo esemplificativo, all'analisi di lungo periodo per un sistema di trigenerazione con Motore a Combustione Interna. In particolare, la formulazione lineare del problema matematico è stata condotta effettuando le seguenti assunzioni:

- rimozione del vincolo non lineare relativo alla variazione del rendimento nominale dell'impianto di cogenerazione in funzione della taglia (Equazione 5.66): è stato assunto un valore del rendimento elettrico nominale pari al 33%, costante al variare della taglia;

- rimozione del vincolo non lineare relativo alla variazione del costo unitario dell'impianto di cogenerazione in funzione della taglia (Equazione 5.70): è stato assunto un valore del costo unitario pari a 900 Euro/kWe, costante al variare della taglia;
- rimozione del vincolo non lineare relativo al decadimento del rendimento nominale dell'impianto di cogenerazione in funzione della variazione del carico (Equazioni 5.56, 5.57, 5.58, 5.59): è stato assunto che il motore cogenerativo funzioni sempre a pieno carico, con rendimento elettrico costante, o a carico nullo.

In Figura 6.12 sono riportati i risultati ottenuti dall'ottimizzazione lineare e, dal confronto con i risultati dell'ottimizzazione non lineare per lo stesso motore primo (Figura 6.6), è possibile trarre le seguenti considerazioni:

- Come era lecito attendersi, in termini economici i valori del REA e del PBP dell'ottimizzazione lineare sono mediamente più bassi. Nell'ottimizzazione non lineare, infatti, la possibilità di modulare il carico del motore cogenerativo (che rappresenta la condizione che maggiormente si adotta nelle condizioni reali) consente una migliore gestione delle pompe di calore e minori dissipazioni di energia termica, con conseguenti minori costi dell'energia resa all'utenza, anche a fronte di rendimenti elettrici leggermente minori.
- In corrispondenza delle taglie più basse, l'ottimizzazione lineare determina dei risultati economici migliori, in quanto per tali taglie i valori di rendimento elettrico e di costo unitario d'impianto fissati sono migliori rispetto all'ottimizzazione non lineare, in cui, invece, variano in maniera inversamente proporzionale alla taglia dell'impianto, per come effettivamente si riscontra in realtà.
- In termini dimensionali, l'ottimizzazione lineare comporta mediamente un maggiore ricorso alle pompe di calore, sia ad assorbimento che a compressione. Ciò poiché il funzionamento sempre a pieno carico del motore cogenerativo determina maggiori eccedenze energetiche che vengono sfruttate per alimentare le pompe di calore, a fronte di costi d'investimento mediamente maggiori.

In definitiva, l'analisi comparativa condotta ha consentito di dimostrare che la possibilità di pervenire a soluzioni ottimali più affidabili giustifica l'adozione di modelli matematici più robusti, attraverso il ricorso alla classe dei modelli non lineari, seppur a spese di una maggiore complessità computazionale. Inoltre l'introduzione di vincoli non

lineari, che incidono direttamente sulle prestazioni e sui costi del sistema di trigenerazione, ha permesso di modellare il problema in esame in maniera più attinente alle condizioni reali.

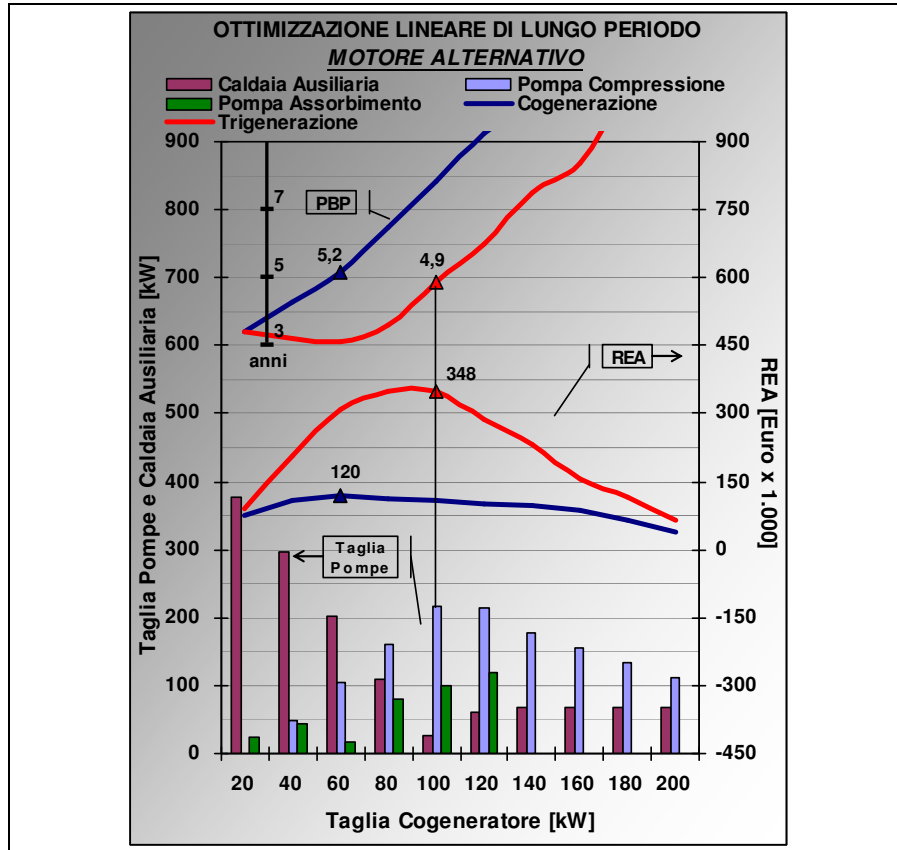


Figura 6.11: Ottimizzazione Lineare di Lungo Periodo – Motore a Combustione Interna



## **CONCLUSIONI**

L'attività di ricerca ha avuto come obiettivo principale lo sviluppo e la successiva validazione di un modello di programmazione matematica per il dimensionamento ottimale di un sistema di trigenerazione in funzione dei fabbisogni energetici di un'utenza residenziale.

Nella prima parte del presente lavoro è stato presentato un accurato stato dell'arte della tecnologia delle celle a combustibile e dei sistemi ibridi celle a combustibile-cicli a gas, finalizzata ad effettuare un'analisi tecnica e prestazionale delle principali filiere impiantistiche maggiormente idonee per applicazioni cogenerative.

La ricerca è stata poi focalizzata sulla caratterizzazione tecnica ed energetica dei principali impianti di cogenerazione, al fine di analizzare e parametrizzare le prestazioni di impianti con turbine a vapore, turbine a gas, microturbine a gas, motori a combustione interna e celle a combustibile, in funzione dei parametri tecnici fondamentali, quali il rendimento elettrico ed il rendimento termico. Sulla base poi dei diagrammi dei flussi di energia è stato possibile determinare per ciascuna tipologia impiantistica le equazioni di bilancio energetico, rappresentative del campo di funzionamento di un impianto di cogenerazione, necessarie alla successiva implementazione del modello matematico.

Relativamente ai sistemi di produzione del freddo, sono state analizzate pompe di calore reversibili a compressione con condensazione ad aria e macchine frigorifere ad assorbimento a bromuro di litio, la cui caratterizzazione energetica è stata effettuata in funzione del COP e del EER, che rappresentano i parametri tipicamente utilizzati per valutare l'efficienza delle pompe di calore.

Sulla base delle analisi condotte, è stata sviluppata una procedura di ottimizzazione di un sistema di trigenerazione che consente di determinare il dimensionamento ottimale del sistema impiantistico, sia in termini di tecnologia, sia in termini di taglia che in termini di conduzione giornaliera dell'impianto in funzione di tutte le variabili in gioco.

La procedura sviluppata si propone di fornire un valido strumento di supporto alle decisioni per la valutazione delle potenzialità tecnico ed economiche della tecnologia trigenerativa che include anche gli impianti a celle a combustibile in configurazione

semplice ed ibrida. In particolare il possibile utilizzo di quest'ultimi impianti è stato analizzato rispetto all'impiego di impianti cogenerativi di tipo tradizionale.

Per la formulazione del modello matematico, la complessità del problema relativo all'ottimizzazione di un sistema di trigenerazione ha reso necessario il ricorso alla classe dei Modelli di Programmazione Non Lineare Mista Intera (MINLP). Il modello, a fronte di un maggiore complessità computazionale, legata alla presenza di variabili di decisione binarie ed alla natura non lineare dei vincoli e della funzione obiettivo, ha consentito di implementare con un maggiore grado di accuratezza le principali criticità connesse alla gestione di un sistema trigenerativo, che riguardano principalmente:

- la variazione del rendimento nominale in funzione della taglia;
- la variazione del costo unitario d'impianto in funzione della taglia;
- la variazione del rendimento nominale in funzione della variazione del carico.

L'implementazione e risoluzione del problema è stata effettuata in ambiente di sviluppo integrato Gams 21.5.

Per la validazione del modello di ottimizzazione proposto, è stato presa in considerazione un test-case costituito da un'utenza residenziale di medie dimensioni, che per caratteristiche ed andamento dei profili di carico, è rappresentativa dell'intero settore. Sul test-case è stato condotto un ampio ventaglio di esperimenti computazionali finalizzati non solo a testare la validità del modello proposto ma anche a valutare le ricadute, in termini economici, energetici ed ambientali, derivanti dall'impiego di sistemi di trigenerazione rispetto a soluzioni impiantistiche di tipo convenzionale.

Le simulazioni condotte in funzione dei carichi elettrici, termici e frigoriferi dell'utenza residenziale ed in relazione allo scenario economico e finanziario considerato, hanno consentito di determinare per tutte le configurazioni impiantistiche analizzate, il dimensionamento ottimale dell'impianto che massimizza sia il Margine Operativo Lordo (MOL) di breve periodo sia il Risultato Economico dell'Investimento (REA), nell'arco della vita utile dell'impianto.

I risultati delle simulazioni indicano che l'utilizzo di pompe di calore a copertura dei carichi frigoriferi e ad integrazione dei carichi termici, direttamente alimentate dal cogeneratore, consente un'elevata riduzione dei costi di gestione sia nel breve che nel lungo periodo.

In particolare, nell'ottimizzazione di breve periodo, i risultati economici in termini di MOL delle celle a combustibile sono risultati maggiori rispetto a quelli ottenuti dai motori a combustione interna, dalle microturbine a gas e dalle turbine a gas a ciclo semplice. Per

contro, nell'ottimizzazione di lungo periodo, in cui le taglie ottime sono influenzate dai costi di investimento e dagli ammortamenti, i risultati economici in termini di REA dei motori a combustione interna sono risultati maggiori rispetto alle altre tecnologie. Ciò è dovuto sia agli elevati rendimenti elettrici che ai minori costi d'impianto. Le celle a combustibile, nonostante i maggiori valori di MOL, sono pesantemente penalizzate dai costi d'impianto, attualmente ancora troppo elevati, che non consentono tempi di rientro del capitale investito sostenibili. Dall'analisi di sensibilità effettuata sul costo d'impianto, è emerso che riduzioni del 40-60% dei costi attuali renderebbero le celle a combustibile competitive rispetto alle altre tecnologie presenti attualmente sul mercato.

In ultimo, è stata condotta sul test-case un'analisi energetica ed ambientale da cui è emerso che le celle a combustibile rappresentano la tecnologia che consente di ottenere i maggiori risparmi di energia primaria ed i minori quantitativi di emissioni prodotte, in termini di tonnellate di anidride carbonica equivalente.

In estrema sintesi, il presente lavoro ha confermato come sia fondamentale ed indispensabile simulare la gestione ottimale di un impianto e le sue condizioni di funzionamento prendendo in considerazione tutte le variabili in gioco, soprattutto nel settore energetico caratterizzato da politiche tariffarie e di mercato in continua evoluzione.

Dai risultati delle simulazioni effettuate, è emerso che l'utilizzo di sistemi di cogenerazione e pompe di calore, a compressione e ad assorbimento, in settori energeticamente critici come quello residenziale, rappresentano, se opportunamente dimensionate, valide tecnologie per il risparmio energetico e per un razionale utilizzo dell'energia.

In tale ambito le celle a combustibile in assetto cogenerativo rappresentano sicuramente la tecnologia dalle maggiori potenzialità economiche, energetiche ed ambientali. Gli ancora troppo elevati costi d'impianto dei moduli elettrochimici rappresentano attualmente un ostacolo ad una loro diffusione su vasta scala, anche se tutte le stime effettuate dai principali centri di ricerca indicano una progressiva riduzione dei costi nel prossimo decennio, prospettando un ruolo strategico delle celle a combustibile nel panorama energetico futuro.

La formulazione di un modello di ottimizzazione non lineare ha consentito, rispetto ai classici modelli lineari, di trattare in maniera più esplicita le criticità relative alle prestazioni degli impianti di cogenerazione e di pervenire pertanto a soluzioni caratterizzate da un maggiore grado di accuratezza, seppur a spese di un livello di complessità computazionale superiore.

## **BIBLIOGRAFIA**

- [1] *“Rapporto Energia e Ambiente 2005”*, ENEA - Ente per le Nuove tecnologie, Roma, 2005.
- [2] R. Dennis et al. *“Hybrid power: a 2003 perspective for the decade”*, in: Proceedings of the American Society of Mechanical Engineers Turbo Expo 2003, Atlanta (GA), 16-19 June, ASME GT2003-38950, 2003.
- [3] C. A. Floudas, *“Nonlinear and Mixed-Integer Optimization: Fundamentals and Applications”*, Oxford University Press, 1995.
- [4] M.T. Chironi, L. G. Giuffrida, *“I numeri dell’energia”*, ENEA, 2007.
- [5] G. Lozza, *“Turbine a gas e cicli combinati”*, Progetto Leonardo Bologna, 2006.
- [6] L. J. M. J. Blomen, M. N. Mugerwa, *“Fuel Cell Systems”*, 1993.
- [7] M. Ronchetti, *“Celle a combustibile: Stato di sviluppo e prospettive della tecnologia”*, ENEA, 2008.
- [8] S. Campanari, E. Macchi, *“Celle a combustibile”*, CH4 Energia Metano, n. 1, pp. 7-12, n. 2, pp. 6-12, 1999.
- [9] *“Rapporto energia e ambiente 2007, analisi e scenari”*, ENEA, 2008.
- [10] M. Bresci, P. Villani, *“La sfida per uno sviluppo globale, equo, sostenibile”*, Atti del Convegno Commissione Tecnica dell’ACI, La strada per Kyoto, Roma, 16-17 febbraio, 2006.
- [11] M. Noro, *“Celle a combustibile, tecnologia e possibilità applicative”*, Dario Flaccovio Editore, 2003.
- [12] *“Fuel Cell Handbook”*, U. S. Department of Energy, 2004.
- [13] S. Campanari, E. Macchi, P. Silva, *“La microcogenerazione a gas naturale”*, Polipress, 2005.
- [14] Sito web: <http://www1.eere.energy.gov>
- [15] Sito web: [www.ballard.com](http://www.ballard.com)
- [16] Sito web: [www.nuvera.com](http://www.nuvera.com)
- [17] Sito web: [www.utcfuellcells.com](http://www.utcfuellcells.com)
- [18] Sito web: [www.fuelcellenergy.com](http://www.fuelcellenergy.com)
- [19] Sito web: [www.hexis.com](http://www.hexis.com)

- [20] Sito web: [www.powergeneration.siemens.com](http://www.powergeneration.siemens.com)
- [21] G. Florio, P. Fragiaco, F. Pellegrino, “*Celle a combustibile: lo stato dell’arte. Applicazioni impiantistiche significative*”, La Termotecnica, pp. 51-59, Novembre 2008.
- [22] S. Samuelsen, “*Fuel Cell/Gas Turbine Hybrid Systems*”, ASME, 2004.
- [23] W. Winkler, P. Nehter, M.C. Williams, D. Tucker, R. Gemmen, “*General fuel cell hybrid synergies and hybrid system testing status*”, Journal of Power Sources, pp. 656-666, Gennaio 2006.
- [24] F. Jurado, “*Study of molten carbonate fuel cell-microturbine hybrid power cycles*”, Journal of Power Sources, pp. 121-129, Maggio, 2002.
- [25] K. S. Oh, T. S. Kim, “*Performance analysis on various system layouts for the combination of an ambient pressure molten carbonate fuel cell and a gas turbine*”, Journal of Power Sources, pp. 455-463, Novembre, 2005.
- [26] P. Varbanov, J. Klemes, “*Analysis and integration of fuel cell combined cycles for development of low-carbon energy technologies*”, ENERGY n. 33, pp. 1508-1517, 2008.
- [27] J. Larminie, A. Dicks, “*Fuel Cell Systems Explained*”, Wiley, 2002.
- [28] S. Motahar, A.A. Alemrajabi, “*Exergy based performance analysis of a solid oxide fuel cell and steam injected gas turbine hybrid power system*”, International Journal of Hydrogen Energy, pp. 2396-2407, Gennaio, 2009.
- [29] A.L. Massardo, B. Bosio, “*Assessment of molten carbonate fuel cell models and integration with gas and steam cycles*”, J. Eng. Gas Turbines Power, n. 124, pp. 103-109, 2002.
- [30] E. Macchi, “*Cicli combinati a gas naturale - Polveri sottili ed emissioni gassose*”, Polipress, 2005.
- [31] P. Barbucci, A. Giachetti, “*Sistemi di generazione di piccola taglia basati sull’integrazione di celle a combustibile ad ossidi solidi con microturbine a gas*”, ENEL Ricerca, Dicembre, 2000.
- [32] T. Alvarez, A. Valero, J. M. Montes, “*Thermoeconomic analysis of a fuel cell hybrid power system from the fuel cell experimental data*”, Energy, n. 31, pp. 1358-1370, 2006.
- [33] S. Consonni, M. Mantovani, “*Prospettive della cogenerazione nella Regione Emilia Romagna*”, Dipartimento di Energetica, Politecnico di Milano, Luglio, 2007.

- [34] A. Aluigi, “*Cogenerazione e Risparmio Energetico*”, Gruppi Combinati Prospettive Tecniche ed Economiche, Genova, Novembre, 1992.
- [35] G. Cherubini, G. Adami, “*Teleriscaldamento e Cogenerazione*“, A.T.I. Sezione Veneta, Padova, 1983.
- [36] C. F. Marcolli, P. Parolini, “*Produzione e Distribuzione dell’Energia Termica ed Elettrica*”, Impianti Meccanici vol. 1, Clup, 1980.
- [37] S. Stecco, “*Sistemi di Conversione dell’Energia*”, Pitagora Editrice Bologna, 1987.
- [38] A. Aluigi, “*Garanzie e Verifica delle Prestazioni Garantite: Aspetti Generali e Contrattuali*”, Programma di Istruzione Permanente, Dipartimento di Meccanica, Politecnico di Milano, Ottobre, 1991.
- [39] C. Caputo, “*Gli Impianti Motori Termici*”, Collana di Macchine ESA, 1985.
- [40] E. Macchi, “*Quadro di Riferimento Tecnologico per la Cogenerazione in Italia*”, Programma di Istruzione Permanente, Dipartimento di Energetica, Politecnico di Milano, Ottobre, 1991.
- [41] “*Ruolo delle Turbine a Gas e dei Cicli Combinati nel Panorama Energetico Italiano*”, Contributo Fiat Avio al Convegno Gruppi Combinati: Prospettive Tecniche ed Economiche.
- [42] E. Macchi, “*Il momento delle Turbine*”, Technology Review, Edizione Italiana, 1989.
- [43] L. Tasso, R. Zinnari, “*Impianti di Cogenerazione di Piccola e Media Taglia: Esperienze e Prospettive*”, Atti del Convegno Nazionale Gruppi Combinati Prospettive Tecniche ed Economiche, 1993.
- [44] S. Consummi, “*Stato dell’Arte e Caratteristiche Termodinamiche di Cicli a Gas con Iniezione di Vapore*”, A.T.I. Sezione Toscana, Firenze, 27 Maggio, 1988.
- [45] A. Strasser, “*The Cheng Cycle Cogeneration System: Technology and Typical Application*”, ASME Cogen-Turbo IGTI Vol. 6, 1991.
- [46] G. Cerri, “*Turbina a Gas a Ciclo Misto con Iniezione di Vapore in Camera di Combustione*”, La termotecnica Vol. XXXV, n. 1, 1981.
- [47] E. Macchi, “*Fondamenti Termodinamici, Tendenze Tecnologiche, Problematiche Normative e Benefici Ambientali della Cogenerazione*”, Potenzialità e Prospettive della Produzione Combinata di Energia Elettrica e Termica in Sardegna”, Cagliari, Maggio, 1994
- [48] S. Campanari, G. Lozza and S. Bedogni, “*Strategie di Utilizzo delle Microturbine a Gas con Eventuale Impiego di Pompe di Calore per la Cogenerazione nel Settore Civile*”, Power Technology, n.3, pp. 30-39, 2002.

- [49] F. Donatini, *“Tecnologie di Generazione Distribuita. Il Punto di Vista Energetico e Ambientale”*, La Termotecnica, n.2, pp. 87-94, 2003.
- [50] Sito web: [www.treccani.it](http://www.treccani.it)
- [51] C. La Torre, *“Microcogenerazione ad Uso Domestico”*, L’Installatore Italiano, n.3, pp. 56-62, 2007.
- [52] O. Perego, *“Banca Dati e tecnologie per GD, Aggiornamento 2002”*, Rapporto CESI, Ricerca di Sistema, A3/010657, 2003
- [53] F. Calise, *“Modellazione, analisi exergetica ed ottimizzazione termoeconomica di cicli ibridi SOFC-GT”*, Tesi di Dottorato in Ingegneria dei Sistemi Meccanici, Dipartimento di Macchine, Università degli Studi di Napoli, 2005.
- [54] R. Vanzan, *“Studio dell’efficacia della co-generazione e della trigenerazione nel contrastare lo sviluppo dei carichi elettrici”*, Rapporto CESI, Ricerca di Sistema, A4/523509, 2004
- [55] E. Tassi, *“Analisi tecnico-economica di sistemi idonei ad applicazioni cogenerative nel settore terziario”*, Rapporto CESI, Ricerca di Sistema, A1/019164, 2002
- [56] *“Gas-fired distributed energy resource technology characterizations”*, U.S. Department of Energy, Energy Efficiency and Renewable Energy, Novembre, 2003.
- [57] M. Bianchi, P. R. Spina, G. Tomassetti, D. Forni, E. Ferrero, *“Le tecnologie innovative ed efficienti nei sistemi di generazione in assetto co-trigenerativo e nei sistemi integrati con unità a pompa di calore nelle applicazioni industriali e del terziario”*, Ricerca Sistema Elettrico, ENEA, 2009.
- [58] M. Batato, V. Curti, M. R. von Spakovsky, *“The Performance Optimization of a Cogeneration/Heat Pump Facility”*, Proceedings of the Conference on Efficiency, Costs, Optimization and Simulation of Energy Systems (ECOS ’92), Zaragoza, Spain, pp. 365-374, 1992.
- [59] K. Ito, T. Shiba, R. Yokoyama, *“Optimal Operation of a Cogeneration Plant in Combination with Electric Heat Pumps”*, IGTI Vol. 6, ASME Cogen-Turbo, pp. 371-378, 1991.
- [60] C.A. Floudas, *“Nonlinear and Mixed-Integer Optimization. Fundamentals and Applications”*, Oxford University Press, 1995.
- [61] A. Brooke, D. Kendrick, A. Meeraus, R. Raman, *“GAMS User’s Guide”*, GAMS Development Corporation, 1998.

- [62] F. Di Andrea, “*MICENE – Misure dei Consumi di Energia Elettrica nel Settore Residenziale*”, Politecnico di Milano – Dipartimento di Energetica, Ministero dell’Ambiente e della Tutela del Territorio, IAR, Giugno, 2003.
- [63] E. Macchi, S. Campanari and P. Silva, “*La Microcogenerazione a Gas Naturale*”, Polipress, Milano, 2005.
- [63] P. Silva, S. Campanari, E. Macchi, S. Delfino, “*Optimization of the managing strategy of a cogenerative power park in a liberalized, market*”, Proc. Of ASME Turbo Expo, Vienna, 2004.