

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**MODELO DE UN SISTEMA PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA
ELÉCTRICA A PARTIR DE BIOGAS BASADO EN MCFC**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Miguel Angel García Paez.
para optar al Título de
Ingeniero Mecánico

Caracas, 2009

POLITECNICO DI TORINO

Corso di Laurea Specialistica in Ingegneria Energetica e
Nucleare

Dipartimento di Energetica



**Modellazione di un Sistema per la
generazione di energia elettrica da biogas
basato su celle MCFC**

Relatore: Ing. Vittorio Verda

Tesi di Laurea Specialistica di:
Miguel Angel Garcia Paez

Dicembre, 2009

García P., Miguel A.

**MODELO DE UN SISTEMA PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA
ELÉCTRICA A PARTIR DE BIOGAS BASADO EN MCFC**

Tesis, Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica.

2009, 150pp.

Palabras Claves: Digestión anaeróbica, biogas, celda a combustible, red neural.

Resumen.

Usar celdas a combustible para producir energía eléctrica es cada vez más difundido, por tratarse de generación limpia. En las celdas MCFC, oxígeno e hidrógeno extraído del biogas, pasan sobre electrodos a altas temperaturas. Cuando el hidrógeno es ionizado migra hacia el otro electrodo a través de un electrolito. Este proceso genera agua, corriente eléctrica y calor útil. Se modeló un sistema de digestión anaeróbica con el objetivo de evaluar la posibilidad de integrarlo a un ciclo de cogeneración alimentado con celdas a combustible. La simulación del proceso anaeróbico se realizó mediante una red neural. Una herramienta que permite modelar el digestor considerando parámetros de ingreso y de salida como neuronas que en distribución aleatoria generan una función desconocida, por tratarse de una transformación biológica. Una evaluación fuera proyecto resulta indispensable para analizar el comportamiento del sistema en condiciones reales, como también estudios de conservación de masa y transferencia de calor para extraer importantes conclusiones de cuanto fuese oportuno para mejorar su gestión. La simulación, con un 4% de error, demostró que un aumento en el porcentaje de metano en el biogas significa un aumento en el rendimiento total del sistema. La posibilidad de acumular calor con el uso de la celda a combustible es en definitiva una ventaja.

García P., Miguel A.

**MODEL OF A SYSTEM FOR THE ELECTRICITY GENERATION
FROM BIOGAS BASED ON MCFC**

**Thesis, Caracas, U.C.V. Faculty of Engineering. School of Mechanical
Engineering. 2009, 150 pages**

Keywords: Anaerobic Digestion, biogas, fuel cell, neural network.

Abstract.

Using fuel cells to produce electricity is becoming more used now on, because it is clean. In the MCFC, oxygen and hydrogen extracted from biogas pass over electrodes at high temperatures. When hydrogen is ionized, migrates to the other electrode through an electrolyte. This process generates water, electricity and useful heat. Is been modelling a system of anaerobic digestion to evaluate the possibility of integrating it into a co-generation cycle based on fuel cells. The anaerobic process simulation was performed using a neural network. A tool for modelling considering parameters in income and output as neurons that generate a random unknown function distribution. That's because is a biological transformation. A project evaluation was essential to analyze the system behaviour in real conditions, as well as studies of mass conservation and heat transfer for the improvement management. The simulation, with a 4% error, showed that an increase in the percentage of methane in the biogas is an increase in the efficient system performance. The ability to store heat using a fuel cell is definitely an advantage.

OBIETTIVI DELLA TESI

Questa tesi ha come oggetto l'impianto di digestione anaerobica del Polo ecologico ACEA, situato a Pinerolo in provincia di Torino, e si propongono tre obiettivi:

- Costruire un modello per il sistema di digestione anaerobica.
- Valutare la possibilità di integrare l'impianto di digestione anaerobica con un impianto di cella a combustibile a sali fusi (MCFC).
- Valutare le condizioni di funzionamento di questo sistema.

INDICE

OBIETTIVI DELLA TESI	I
1. IL POLO DI TRATTAMENTO A.C.E.A. PINEROLESE	1
1.1 L’Impianto di Digestione Anaerobica	1
1.2 Modo di Funzionamento dei Motori	10
2. PRODOTTI DELLA DIGESTIONE ANAEROBICA	12
2.1 Dati di Processo	13
2.1.1 Pretrattamento	13
2.1.2 Digestione	13
2.2 Studio di Conservazione di massa	15
2.3 Simulazione dell’Impianto di Digestione Anaerobica	17
3. L’IMPIANTO	23
3.1 Schema Fluidodinamico	23
3.2 Descrizione dello Schema	25
3.3 I componenti dell’Impianto	26
3.3.1 Compressore	26
3.3.2 Camera di Combustione	27
3.3.3 Turbina	28
3.3.4 Rigeneratore	28
3.3.5 Generatore di Vapore a Recupero	30
3.3.6 Scambiatore rigenerativo	31
3.3.7 Reformer-Catalytic Burner	31
3.3.8 Cella a Combustibile	34
4. FUNZIONAMENTO FUORI PROGETTO	40
4.1 Analisi dei componenti fuori progetto	41
4.1.1 Compressore e Turbina	41
4.1.2 Rigeneratore	47
2.1.3 Scambiatore Rigenerativo	47
2.1.4 Evaporatore	47
2.1.5 Reformer-Catalytic Burner	47

5. SISTEMAZIONE DELL'IMPIANTO (MODELLO)	48
5.1 Composizione del Biogas	49
5.2 Metodologia del Pinch Analisi	51
RISULTATI	61
RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	IV

CAPITOLO I

IL POLO DI TRATTAMENTO A.C.E.A. PINEROLESE

È predisposto al trattamento della frazione organica dei rifiuti solidi urbani derivanti dalla raccolta domestica e industriale, in un'ottica di recupero energetico e produzione di fertilizzante naturale.

La situazione dell'impianto descritta corrisponde all'anno solare 2009. Tutte le informazioni sono state ottenute dal confronto con tecnici dell'impianto e dalla consultazione delle schede tecniche e dei brevetti forniti dall'azienda.

3.1 L'Impianto di Digestione Anaerobica

I rifiuti organici sono trasportati tramite appositi camion al polo ecologico A.C.E.A. dove subiscono alcune operazioni preliminari di controllo e pesatura del carico prima di essere stoccati in una fossa interna.



Figura 1.1: Fossa stoccaggio sacchetti

La fossa è collegata all'impianto vero e proprio da un nastro trasportatore, il quale permette di dosare il flusso del materiale in ingresso costituito, oltre che dai rifiuti organici, anche da bottini contenenti liquami provenienti dall'Impianto di depurazione, adiacente all'Impianto.

I rifiuti organici subiscono una prima fase di trattamenti che possono essere racchiusi in una macrocategoria denominata "Pretrattamento". In questa avvengono le seguenti operazioni:

- Apertura dei sacchetti attraverso una lacerasacchi.



Figura 1.2: Particolare di uno dei due rulli lacerasacchi.

- Vagliatura a dischi meccanica per allontanare i sacchetti entro cui i rifiuti umidi è conferito.
- Deferrizzazione tramite apposito deferizzatore, che elimina la frazione ferrosa presente nei rifiuti. Tale scarto non è purtroppo recuperabile adeguatamente, giacché risulta legato alla frazione organica e la sua pulitura richiederebbe uno sforzo economico superiore al vantaggio ottenibile con il riciclo dello scarto ferroso stesso.



Figura 1.3: Magnete deferizzatore

- Una triturazione vera e propria che garantisce la corretta pezzatura ed omogeneità del materiale in carico al processo di biodigestione.
- Trasferimento della massa così raffinata nei serbatoi intermedi, denominati mix-separators, nei quali avviene la diluizione del materiale in acqua con una percentuale di solido al 12% e il preriscaldamento, tramite 2 scambiatori di calore, uno ad acqua e uno ad olio, ad una temperatura di circa 65°C che facilita il processo di biodigestione.

I mix separators sono due serbatoi con un volume complessivo di 220 m³, che permettono giornalmente la preparazione della miscela tramite un sistema a tre coclee.

La figura 1.4 mostra un disegno del pretrattamento.

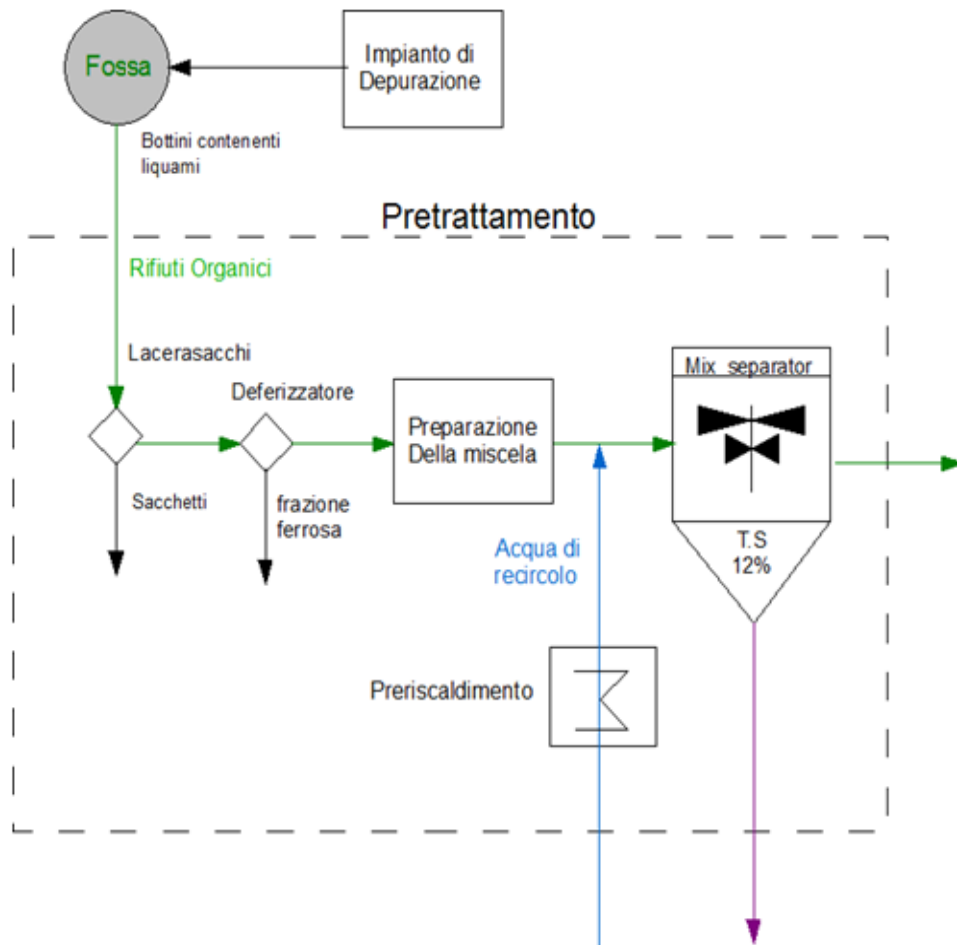


Figura 1.4: Pretrattamento

In questa fase, vengono eliminate le impurità che potrebbero danneggiare gli strumenti successivi del ciclo produttivo.

Vi è poi la fase di digestione vera e propria: la miscela solido – liquido è pompata all'interno dei due digestori, dove avviene la metanizzazione a regime termico di termofilia (tra i 50°C e i 55°C, temperatura ottenuta con l'energia termica prodotta durante la cogenerazione), con un tempo medio di ritenzione idrica non inferiore ai 14 giorni. Il processo prevede la costante movimentazione della biomassa, tramite un'agitazione meccanica centrale ed un'agitazione con insufflamento del biogas ricircolato.

Ciascuno dei due digestori è delimitato da una parete laterale cilindrica, da una di sommità piana e da una di fondo tronco-conica. Ognuno ha un volume di 2759 m³, al cui interno è posta una precamera di 200 m³ con funzione di alimentazione per tracimazione della camera di digestione vera e propria.



Figura 1.5: Digestore con lancia esterna

Tale camera è dotata di un sistema di agitazione a 4 eliche, di grandezza decrescente e calettate su un albero alto 17 metri, che con l'ausilio di 5 lance esterne da 12 metri ciascuna (attraverso cui è intercettato il biogas prodotto e reiniettato a pressione di circa 2 bar nel materiale che sta subendo la digestione), permettono la miscelazione continua della massa, costituita da microorganismi, acqua e rifiuti umidi pretrattati in arrivo dalla precamera.

Lo stato di moto è necessario sia per assicurare un'elevata efficacia alla reazione biochimica tra i microorganismi, la miscela di rifiuti umidi e l'acqua presenti all'interno del digestore, sia per evitare la parziale solidificazione della miscela stessa o la formazione di una corona circolare di miscela solidificata sulla superficie interna al reattore.

Il problema degli inerti pesanti e leggeri, tipico dei mix separators, è proprio anche dei digestori: gli inerti pesanti accumulandosi sul fondo possono danneggiare le pale di agitazione, quelli leggeri accumulandosi in sommità insieme alla schiuma formatasi durante il processo possono impedirne invece un buon rimescolamento.

Per la rimozione di quest'ultima frazione, denominata surnatante, si è posto in sommità al digestore un raschiatore che raccoglie e invia ad una tramoggia laterale il materiale. Per consentire lo scarico della frazione leggera del digestato senza generare fughe nocive di gas sono poste due valvole distanziate in serie, con tempi di apertura-chiusura calibrati in modo da ridurre le fuoriuscite di gas in atmosfera.

Il condotto di scarico è normalmente pieno di biogas e della frazione leggera del digestato; quest'ultima essendo più pesante del biogas si dispone sul fondo del condotto e tramite l'apertura e chiusura reciproca delle valvole viene raccolta in un cassone e trasportata allo smaltimento.

L'estrazione dei fanghi avviene dal fondo tronco-conico del digestore per gravità: i fanghi passano in un serbatoio di rottura ("break tank") della capacità di 40 m³ usualmente pieno di biogas, essendo collegato fluidicamente con il digestore.

Giornalmente ci sono 5 sessioni di scarico di digestato dal digestore nel serbatoio di rottura che liberano nel digestore un volume di 200 m³, pari proprio a quello della precamera che per tracimazione va a compensare lo scarico giornaliero.

Durante le fasi del pretrattamento e digestione è richiesta una gran quantità d'acqua di processo: in parte è ricircolata (per ridurre i consumi) dopo essere stata separata dai fanghi e sottoposta a depurazione, in parte è prelevata dalla rete idrica.

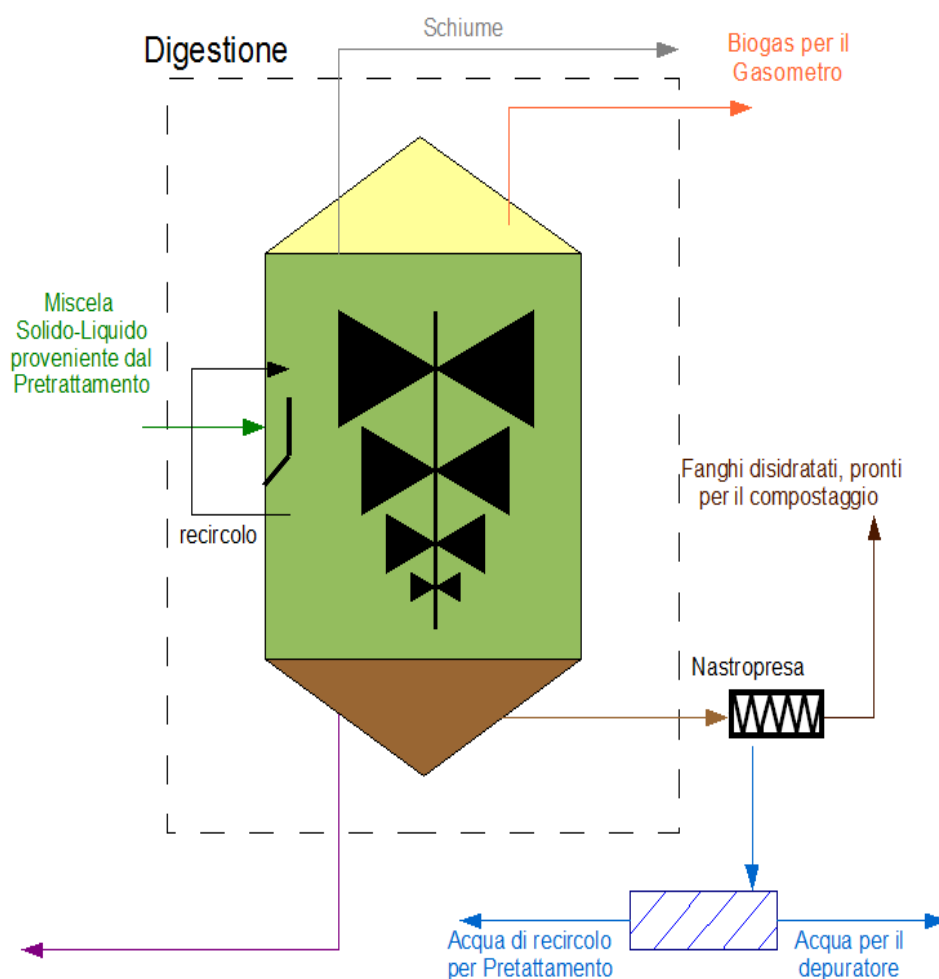


Figura 1.6: Digestione

L'acqua rimessa in circolo subisce una serie di trattamenti per renderla riutilizzabile: Il digestato saturo di acqua attraversa dei rotostacchi, da dove è separato del materiale di scarto, raccolto in un container e conferito insieme al surnatante in discarica.

Il biogas prodotto è convogliato per gravità, senza nessuna azione meccanica da parte del reattore, in un gasometro, un serbatoio con capacità di 3000 m³ dal quale, per mezzo di una stazione di compressione che crea una pressione sufficiente per l'alimentazione, è avviato ai motori per la cogenerazione.



Figura 1.7: Gasometro

Vi sono tre centrali per la cogenerazione, utilizzate per produrre energia elettrica utilizzata in parte per alimentare il polo ecologico, in parte per essere venduta al gestore nazionale della rete elettrica. Le centrali a cogenerazioni producono anche calore, utilizzato a sua volta per alcune attività del polo ecologico e alimentare una rete di teleriscaldamento.



Figura 1.8: Motore per la cogenerazione

Non tutto il biogas prodotto nei digestori è inviato alla cogenerazione: parte di questo è, infatti, bruciato in torcia. Questo avviene perché la produzione è variabile; infatti, ci sono dei picchi che i tre cogeneratori presenti non riescono a sostenere e per evitare danni parte del gas (circa il 13% del totale) finisce in torcia.



Figura 1.9: Torcia

Il progetto iniziale dell’Impianto di digestione non prevedeva motori per la cogenerazione, ma solo due caldaie, utilizzate per la produzione di vapore: attualmente queste non sono utilizzate se non in casi di emergenza, cioè quando si

hanno problemi di funzionamento nei cogeneratori e occorre smaltire il biogas prodotto.

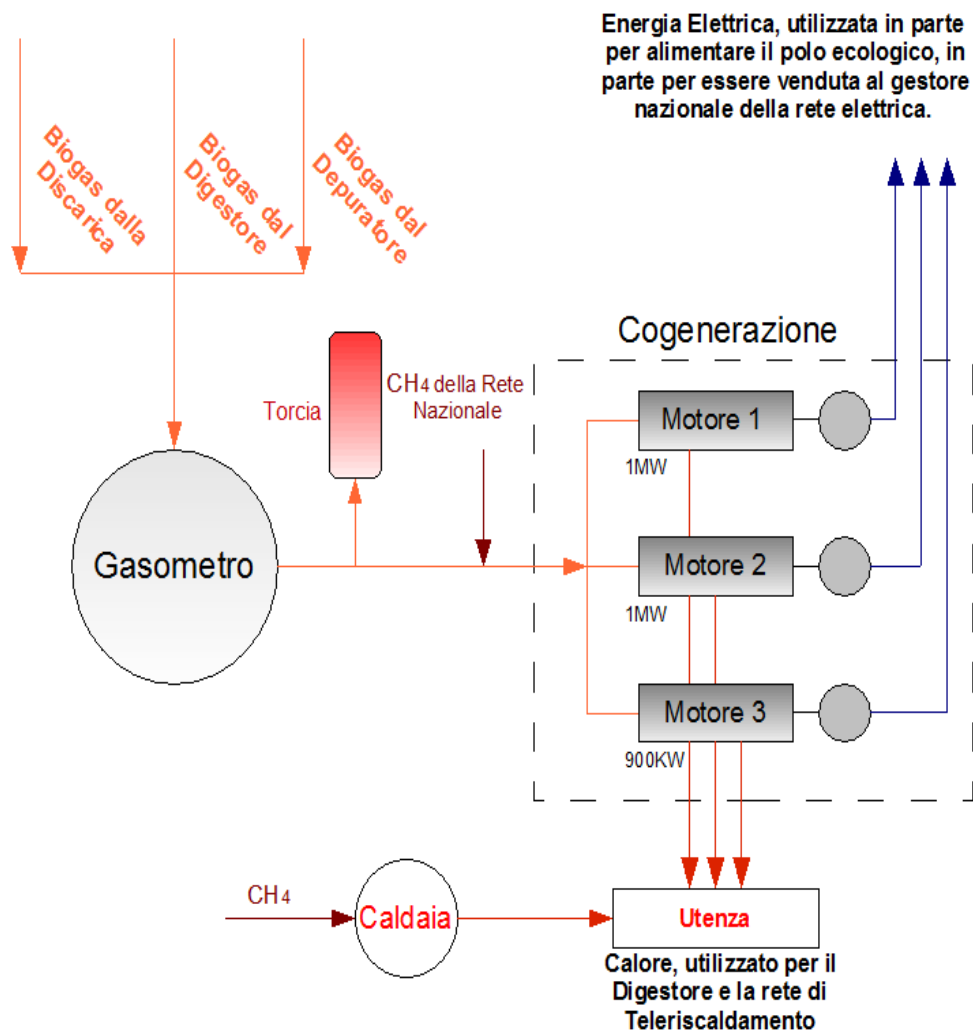


Figura 1.10: Cogenerazione

1.2 Modo di Funzionamento dei Motori

Si è già detto che parte del gas (circa un 13% del totale) finisce in torcia. Significa questo una perdita importante al momento di analizzare l'efficienza dell'impianto. Il modo di funzionamento dei motori dentro l'impianto di cogenerazione è la ragione perché l'abbassamento nella produzione generale di energia dal biogas.

L'impianto consta al momento di tre motori elettrici; due con una potenza elettrica di 1 MW e uno recentemente acquistato, con una potenza pari a 900 W. Le sue efficienze sono di 35%. Il consumo minimo con cui i motori cominciano a lavorare è pari al 70%.

La regolazione è effettuata della seguente maniera: Il primo motore si accende quando si ha un consumo uguale a 2 MWe (70% del consumo) e fino a che non si avrà un consumo pari al doppio di questo non si accende il secondo motore. Il primo motore raggiunge il 100% del suo funzionamento quando il consumo è pari a 2,86 MWe. Quindi abbiamo una zona di perdita prodotta dall'attesa che si genera con l'accensione del motore numero due; In questa zona il biogas è bruciato in torcia. Un grafico % Funzionamento vs. Consumo di Biogas spiega questo modo di funzionamento.

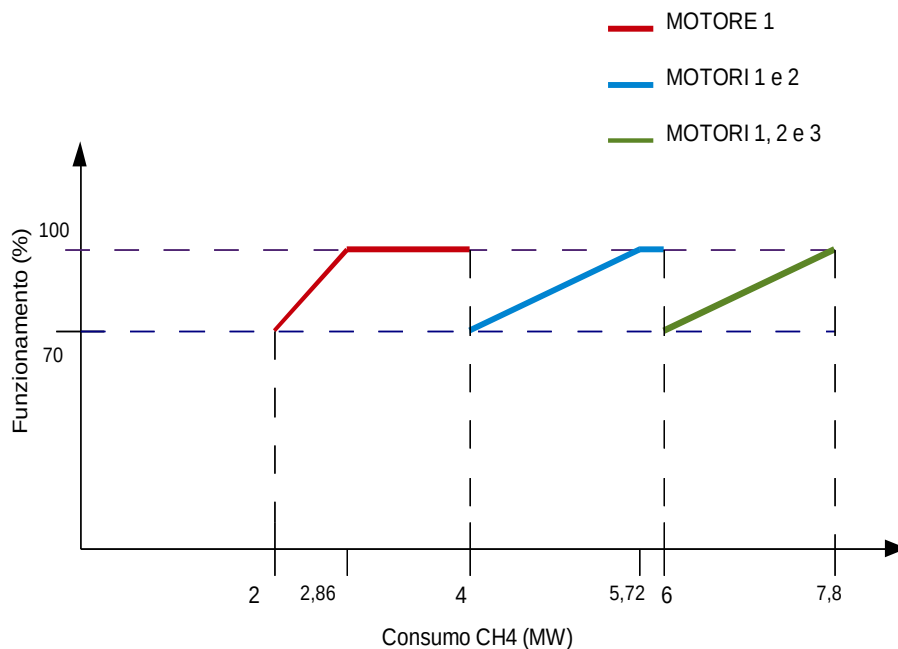


Figura 1.11: Grafico % Funzionamento vs. Consumo Biogas

Fino a un consumo pari a 6 MWe c'è il biogas del digestore, quindi l'accensione del motore numero tre viene fatta in caso di emergenza o in caso di mantenimento degli altri motori.

CAPITOLO II

PRODOTTI DELLA DIGESTIONE ANAEROBICA

Lo studio si è concentrato su una parte del polo ecologico ACEA: L'impianto di digestione anaerobica, trascurando invece la discarica e l'impianto di depurazione, trattamento reflui e compostaggio.

È stata adottata come unità funzionale la tonnellata di rifiuto organico in ingresso: si è scelta quest'unità funzionale perché facilita l'elaborazione dei dati e la comprensione del funzionamento del sistema.

Il processo di digestione anaerobica, come descritto nel capitolo precedente, è molto più complesso rispetto al compostaggio ad esempio, sia dal punto di vista impiantistico (richiede infatti macchinari e tecnologie più elaborati) che da quello gestionale (necessità di più operatori e di competenze più specifiche).

Al fine di snellire il modello rimanendo fedeli alla realtà, l'intero processo anaerobico è stato pertanto suddiviso in due sottoprocessi, seguendo un ordine logico che considera prima il pretrattamento del rifiuto organico in ingresso e poi la digestione vera e propria.

Gli input alla digestione sono i rifiuti organici e i liquami che in realtà hanno una scarsa percentuale di solidi al loro interno. I primi sono costituiti da materiale propriamente organico, da plastica, presente sia sottoforma di sacchetti (qualora non fossero costituiti da mater-bi biodegradabile) che come rifiuto abbinato alla frazione organica e da altri scarti di vario genere (metalli, ecc.).

2.1 Dati di Processo

2.1.1 Pretrattamento

La fase di pre-trattamento vede la selezione del rifiuto in ingresso al fine di allontanare le frazioni indesiderate (plastica, metalli, ecc.) ed ottenere una miscela ottimale in ingresso al digestore.

In tabella 2.1 sono riportate le informazioni riferite al processo di pretrattamento.

	Quantità	Unità di misura
Frazione umida	1,128	t
Liquami	0,255	t
Elettricità	5,03	kWh
Diesel	0,40	l
Acqua di processo	967	l
Scarti in discarica (inerti)	110,22	kg
Scarti in discarica (organico)	272,57	kg
Percorso medio scarti	4	km

Tabella 2.1: Input (materiali, energia) e rifiuti prodotti durante la fase di pretrattamento (per 1 t di rifiuto in uscita)

2.1.2 Digestione

La Digestione è la fase centrale del processo anaerobico. Gli output della digestione sono i fanghi per compostaggio e il biogas, il quale inviato al cogeneratore consente la produzione di energia elettrica e termica.

Il biogas inviato al cogeneratore genera un beneficio attualmente all'azienda in termini di riduzione di consumo di combustibili fossili in quanto si sostituisce a questi per la produzione di energia elettrica.

BIOGAS PRODOTTO DAI DIGESTORI		
TOTALIZZATORE GIORNO BIOGAS	12112,46	Nm3
PORTATA (MEDIA) DI GAS AL GASOMETRO	504,69	Nm3/h
%CH ₄	61	%
%CO ₂	39	%
Density CH ₄	0,717	kg/m3
Density CO ₂	1,6	kg/m3
Density Biogas	1,06137	kg/m3
PORTATA (MEDIA) DI GAS AL GASOMETRO	19379,94	kg/h
PORTATA (MEDIA) DI GAS AL GASOMETRO	5,38	kg/s

Tabella 2.2: Dati specifici riguardo al biogas prodotto dai Digestori

		Porcentuale Utilizzo	Fabbisogno (kW)	Consumo (kW)
Valorizzatore	UtenzaElettrica	1	550	550
DepuratoreEE	UtenzaElettrica	0,25	876	219
Digestore1	UtenzaTermica	1	1100	1100
Digestore2	UtenzaTermica	1	450	450

Tabella 2.3: Fabbisogno Termino dei Digestori

Nella tabella ci sono le grandezze considerate per collegare l'impianto modello con il digestore. Nei dati forniti, c'era l'ipotesi che uno dei due digestori avesse subito un guasto: in condizioni normali, un digestore consuma a livello termico più del secondo. L'obiettivo è sostituire l'impianto di cogenerazione con motori (come funziona nell'attualità) con l'impianto a celle combustibile (impianto modello). Parliamo di una portata disponibile di biogas prodotta dai due digestori e un fabbisogno minimo di energia termica che deve essere fornita dall'impianto proposto a questi digestori.

L'energia termica consumata dai digestori serve per il processo di fermentazione che succede dentro di questi; Avviene la metanizzazione in regime termico di termofilia (tra i 50°C ed i 55°C), con un tempo medio di ritenzione idrica non inferiore ai 14 giorni. Durante questi giorni la temperatura deve essere controllata. Il processo prevede la costante movimentazione della biomassa, tramite un'agitazione meccanica centrale e un'agitazione con insufflazione di biogas ricircolo.

L'estrazione dei fanghi avviene dal fondo conico del digestore, per gravità e il biogas prodotto dalle reazioni biochimiche per sovrappressione, viene convogliato dal reattore in un gasometro com'è stato già detto. L'acqua di processo è in parte ricircolata, mentre la restante è avvita al depuratore.

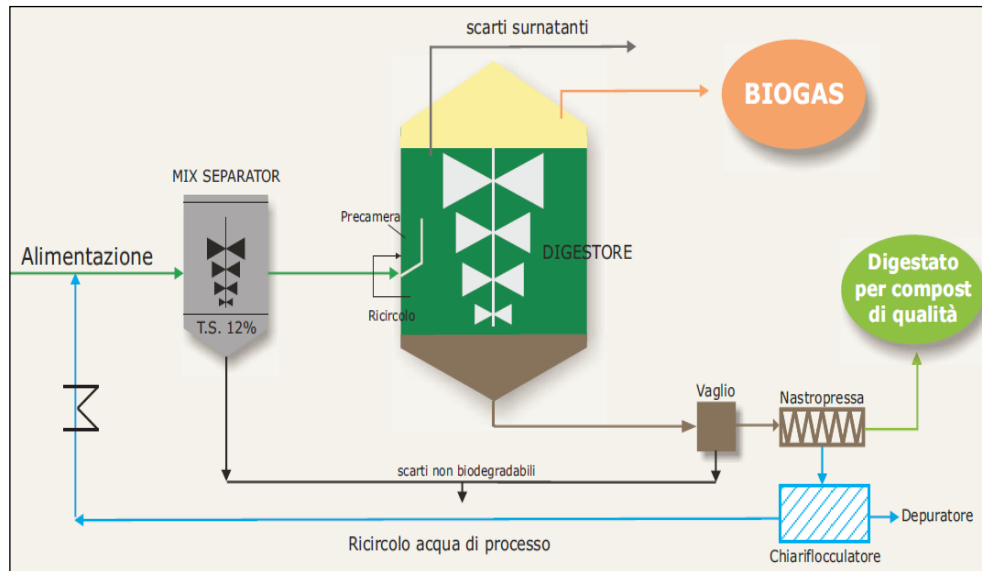


Figura 2.1: Descrizione schematica del processo ACEA

2.2 Studio di Conservazione di massa

La legge della conservazione della massa dal punto di vista chimico dice: “In una reazione chimica la somma delle masse delle sostanze reagenti è uguale alla somma delle masse dei prodotti della reazione”.

Nel caso del digestore abbiamo una caratteristica importante in quanto alla legge di conservazione della massa: Il tempo medio di ritenzione idrica non inferiore ai 14 giorni. Questo tempo vuol dire che la quantità di rifiuto organico che è stato messo dentro l'impianto di digestione il giorno 1, avrà prodotto biogas al giorno numero 14 o più.

Ogni giorno si introduce dentro l'impianto dei rifiuti, insieme ad altre materie, e anche ogni giorno si estrarre biogas e fanghi. Per questo è importante analizzare l'impianto attraverso uno studio di conservazione di massa, così possiamo prevedere se c'è un flusso continuo di massa o la generazione di biogas è prodotta da un certo deposito di materia, costante e immobile, dentro i digestori.

I dati utilizzati per questo studio sono stati ottenuti dal confronto con tecnici dell'impianto e fa riferimento alla situazione tecnica dell'impianto dell'anno solare 2007. Sono stati usati dati presi dal 01/01/2007 fino al 31/10/2007.

Dei dati si possono ottenere diverse caratteristiche dello input e output del sistema:

- I giorni festivi non è introdotto rifiuto organico dentro l'impianto.
- I giorni in cui non c'è ingresso di rifiuti organici dentro il digestore, non ci sono né anche ingressi di fanghi in nessuna delle due linee di produzione.
- Il giorno dopo che è introdotto l'organico non ci sono dati che possano evidenziare l'ingresso d'acqua come in tutti gli altri giorni.
- Se non c'è acqua in ingresso, non c'è fanghi nella pressa come prodotto dei digestori.



Figura 2.2: Disegno con gli entrati e uscite in massa dell'impianto .

È sconosciuta la densità dei fanghi, però si prevede che sia prossima ma minore alla densità dall'acqua. Continuando con questo discorso si è fatto un grafico che mostra la mobilitazione della massa nell'impianto, sempre dentro i giorni di cui ci sono le misure delle grandezze (304 giorni); Così manipolando questo grafico è stata trovata la densità approssimata dei fanghi che risulta minore a 1000 kg/m^3 com'era previsto.

COMPOSIZIONE BIOGAS		DENSITÀ	
%CH ₄	61	0,717	kg/m ³
%CO ₂	39	1,6	kg/m ³
	biogas	1,0702	kg/m ³
	H ₂ O	1000	kg/m ³
	fanghi	956,271	kg/m ³

Tabella 2.4: Valori di densità per lo studio della conservazione della massa dentro l'impianto anaerobico.

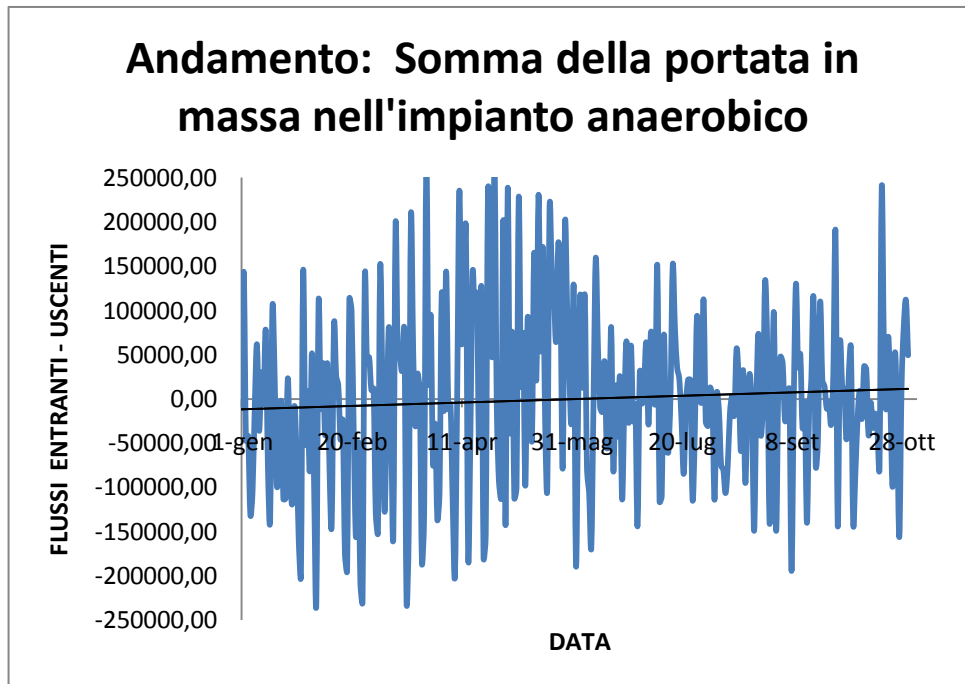


Figura 2.3: Conservazione della massa dentro l'impianto anaerobico

Si può vedere nella figura dell'andamento che c'è una disposizione a conservare la massa pero non stabilizzata proprio in zero, questo è dovuto a che tutti i processi che succedono dentro il digestore sono non stimati, si prevede ad esempio che tra 14 giorni verrà fuori il biogas prodotto dai rifiuti organici messi 14 giorni prima, però nella realtà dipende fortemente di quello che si è messo i giorni precedenti e anche quelli successivi.

Si osserva che in alcuni giorni i valori degli scarti sono maggiori a quelli dei rifiuti totali, con l'organico incluso, misurati prima di essere messo nell'impianto di pre-trattamento. Questo e la mancanza di diverse grandezze in giorni specifici, sono una causa della possibile variabilità visibile nel grafico.

Tuttavia si osserva che il valore medio è molto prossimo a zero.

2.3 Simulazione dell'Impianto di Digestione Anaerobica

Avere dati d'ingresso e uscita dell'impianto anaerobico fa pensare nella costruzione di una rete neurale che serva per simulare il comportamento dei digestori. Questo con la finalità di avere un'idea rispetto a quanto rifiuto organico devo mettere per produrre una certa quantità desiderata di biogas o al contrario, quanto biogas mi produce una certa quantità d'organico.

La simulazione è stata fatta con il programma MatLab 7.0. Le reti neurali sono strumenti, progettati sulla base delle connessioni presenti all'interno del cervello umano, utilizzati come Approssimatori di Funzioni.

Sono costituite da n unità elementari (chiamati Neuroni Artificiali o Processing Elements) interconnesse tra di loro. Queste unità di elaborazione sono organizzate in strati, ogni rete neurale avrà quindi un numero variabile di neuroni in base al numero, anch'esso variabile, di strati. Nella figura è rappresentata una semplice rete neurale:

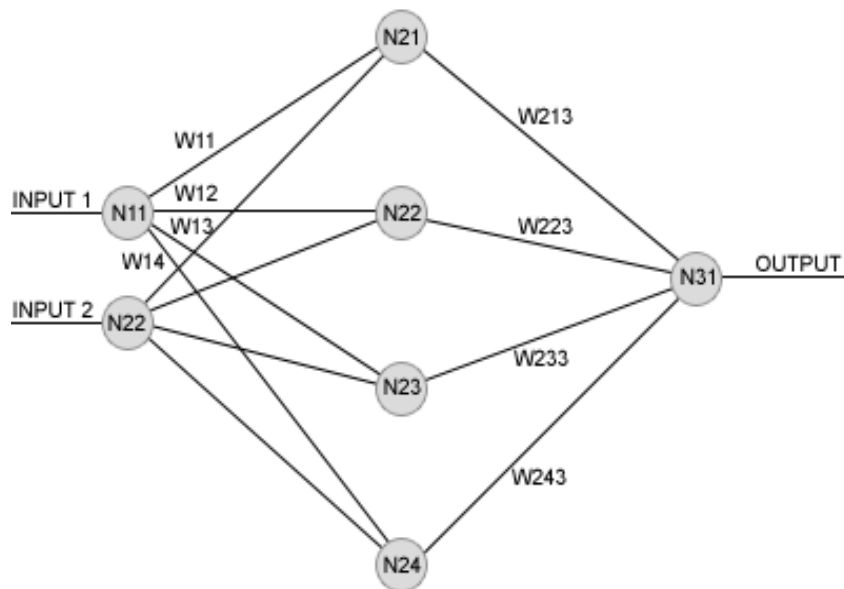


Figura 2.4: Esempio di una rete neurale al MatLab

N11 e N22 sono i neuroni di Input, a loro giungono gli stimoli in ingresso. I neuroni d'input elaborano, secondo una determinata funzione (detta Funzione di Trasferimento) l'input in ingresso e distribuiscono il risultato ai neuroni del livello successivo.

Le reti neurali possono essere considerate come approssimatori di funzioni. Presentando in input una o più variabili indipendenti, è possibile riprodurre in output il valore della variabile indipendente. Per permettere alla rete di approssimare al meglio la funzione in esame, è necessario sottoporla ad un processo di allenamento utilizzando valore di input e i corrispondenti valori di output. Prima di questo processo é necessario verificare quali siano le variabili che influenzano il processo.

Uno schema di quale potrebbero essere i dati da considerare per la rete neurale è stato fatto. Tre reti sono state necessarie in teoria; Una per la parte di pretrattamento e altri due per le due linee di produzione di biogas, considerando un set-up per ogni digestore composto dalle grandezze che potrebbero variare la quantità e qualità di biogas tra loro due.

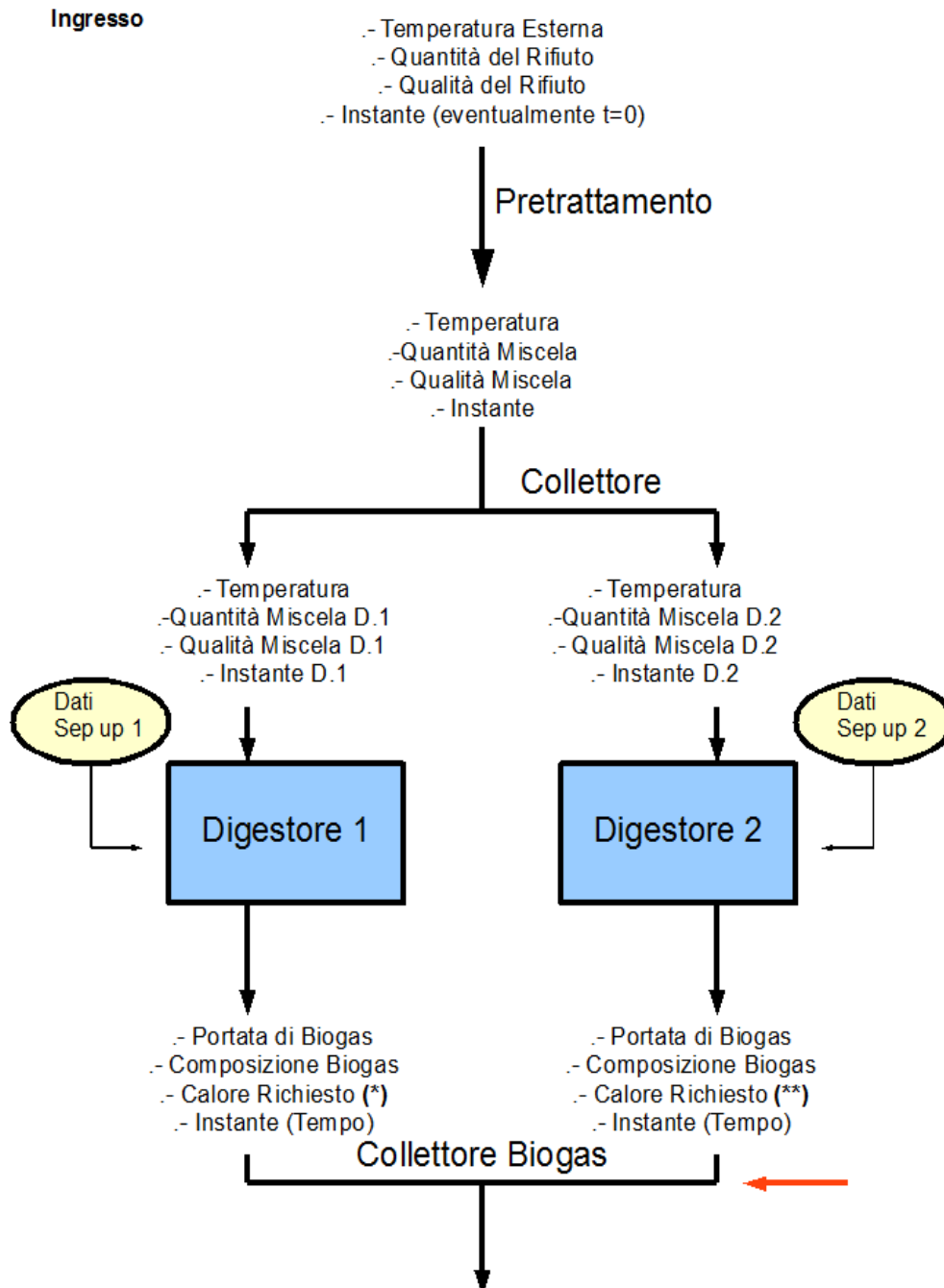


Figura 2.5: Schema dei dati a considerare per la simulazione di tre reti neurale.

Facendo riferimento all'allenamento che è necessario per permettere alla rete di approssimare al meglio la funzione in esame, sono stati fatti prove di linearità tra i dati d'ingresso e uscita. Sono stati confrontati valori di rifiuto organico totale (i rifiuti totali meno gli scarti) con i valori di biogas prodotto in 14, 15, 16 e 17 giorni dopo traverso una regressione lineare.

Risultano con più concordanza quelli che si riferiscono a un tempo di 15 giorni. Di questo modo sono stati considerati 15 giorni come il tempo di ritenzione idrica in quanto si riferisce alla rete neurale. Comunque è assurdo pensare a una perfetta linearità tra i dati d'ingresso e uscita, in tanto non dipende, com'è si è già spiegato, di una funzione specifica sino di un processo biologico. La considerazione serve per far convergere la rete neurale in minore tempo e anche come una guida per l'elaborazione degli input.

L'algoritmo di allenamento crea un feed-forward backpropagation traverso la funzione "newff" in ambiente MatLab. Il numero di tentativi predisposto al programma per arrivare alla convergenza è stato 50, questo numero da anche il tempo di allenamento.

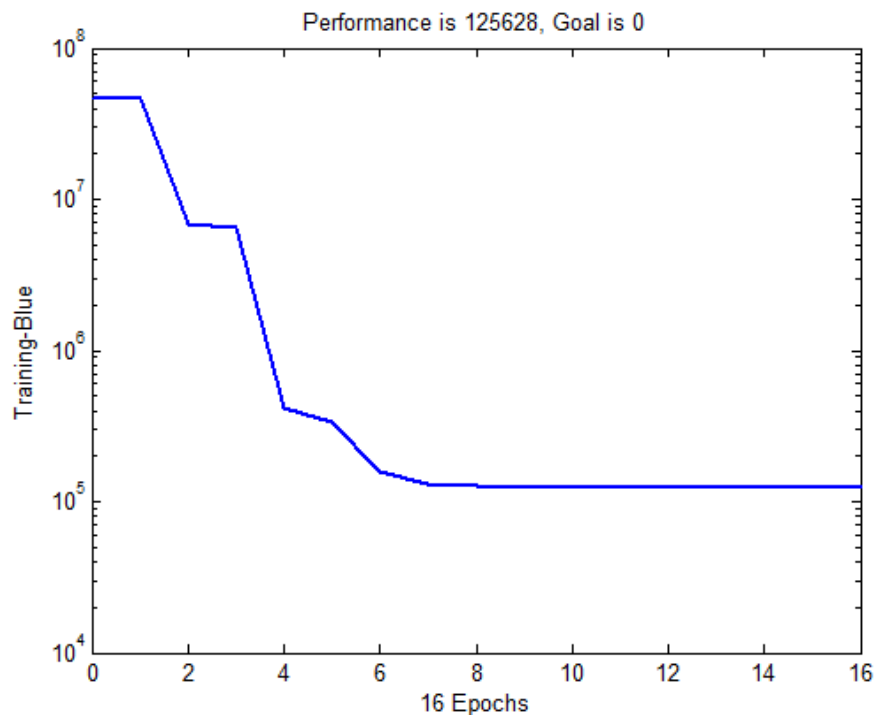


Figura 2.6: Tempo di allenamento (Trovata la convergenza al tentativo numero 16)

È stato considerato un tempo di 83 giorni, dal 23/01/2007 al 20/04/2007. Soltanto di questi si è avuto a disposizione tutte le grandezze ben misurate (non soltanto quelle grandezze in unità di massa), anche si non sono stati tutti considerati per la rete neurale.

Come dati d'ingresso sono stati considerati i rifiuti organici totali messi nelle due linee, l'acqua usata per la pre-miscela (considerato come dato di Set-Up in quanto è diverso dipendendo della rete) e il dato possibilmente più importante, quello che si riferisce alla conservazione di massa dentro dei 15 giorni in cui il rifiuto è dentro il digestore in stato di fermentazione.

Come uscita: il totale di biogas prodotto in ognuno dei digestore (15 giorni dopo). Se potrebbe anche fare una rete con i fanghi come uscita, però non ci interessa per gli obiettivi del nostro studio.

In totale due reti sono state simulate, una per il digestore 1 e un'altra per il digestore 2, considerando intrinseca la parte del pretrattamento in tutti due.

Si è anche fatta un'analisi dell'errore il quale è venuto pari a 4% in tutte due.

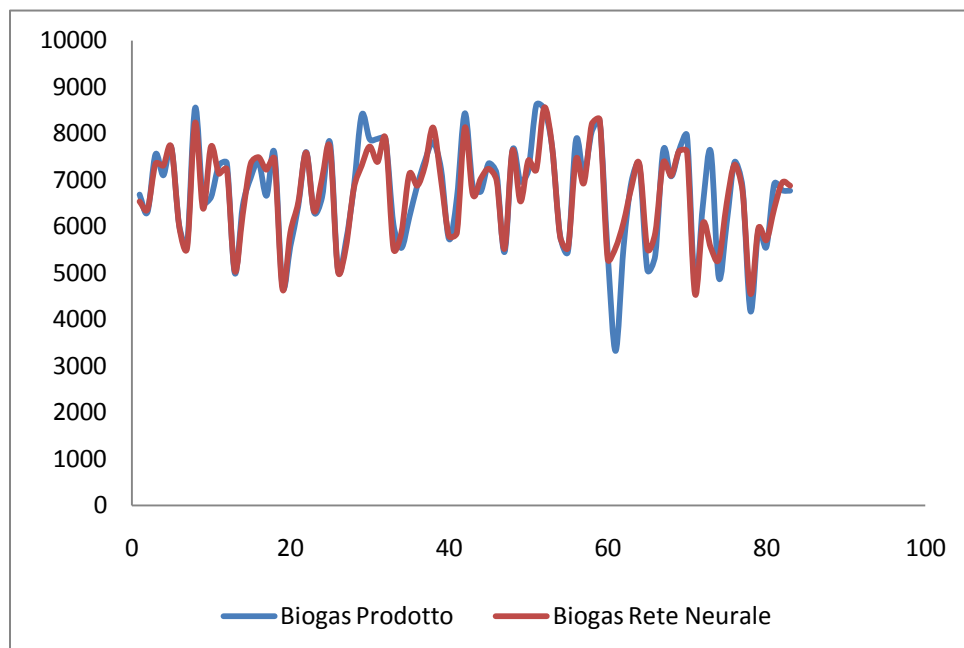


Figura 2.7: Grafico Simulazione Rete Neurale 1 (Biogas Prodotto Vs. Giorni di produzione).

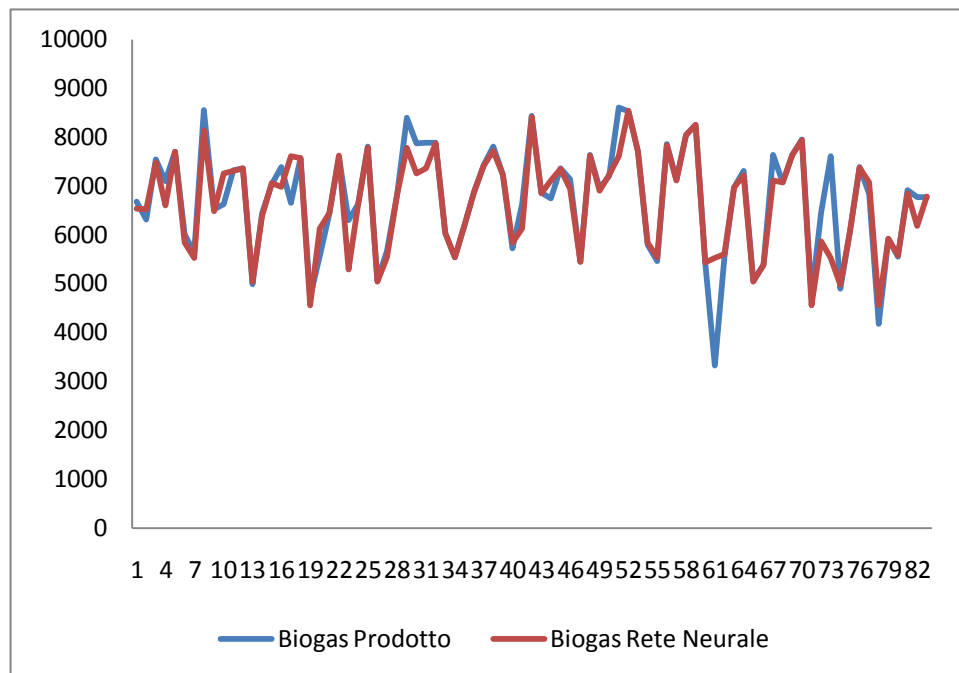


Figura 2.8: Grafico Simulazione Rete Neurale 2 con 250 come tentativi (Biogas Prodotto Vs. Giorni di produzione).

CAPITOLO III

L'IMPIANTO

L'intento di questo capitolo è quello di mostrare il funzionamento generale dell'impianto, già descritto da un modello realizzato precedentemente, e quindi metterne in evidenza i principali componenti, descrivendo brevemente il loro comportamento in condizioni di progetto secondo equazioni appropriate.

3.1 Schema Fluidodinamico

Di seguito è presentato l'impianto considerato per la produzione di energia elettrica a partire dal biogas prodotto da digestione anaerobica. Tale schema riferisce il funzionamento con gas naturale. Nei prossimi capitoli ci si occuperà di valutare come questo impianto possa essere modificato per l'utilizzo con biogas.

Il combustibile utilizzato è biogas con una certa frazione di metano (CH_4), azoto (N_2) e anidride carbonica (CO_2). Dunque si produce energia elettrica contemporaneamente nella micro turbina e nella cella a combustibile con emissioni inquinanti limitate.

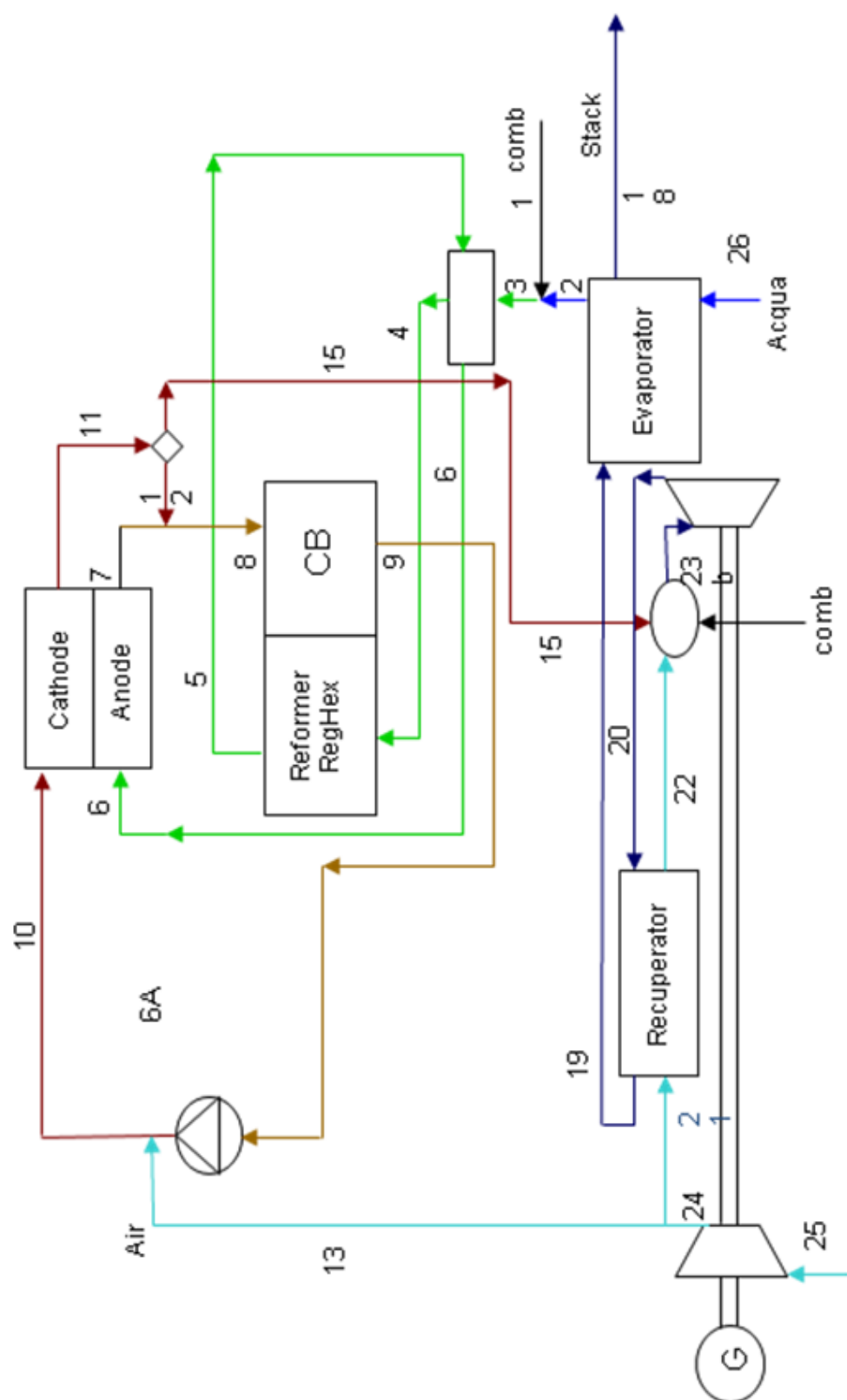


Figura 3.1: Schema Fluidodinamico dell'Impianto

Si possono distinguere due parti principali interagenti tra loro:

- Zona Turbogas: È composta di un micro impianto turbogas in cui viene effettuata rigenerazione e da un successivo evaporatore in cui il calore sensibile dei fumi uscenti dalla turbina è utilizzato per evaporare una certa portata d'acqua utilizzata poi in parti successive dell'Impianto.
- Zona Fuel-Cell: È il “core” dell'impianto ed è composta principalmente dal reformer, il quale arricchisce in idrogeno la portata circolante, e dalla cella a combustibile a sali fusi; Produce energia elettrica rendendo anche disponibile calore.

3.2 Descrizione dello schema

Lo schema fluidodinamico è piuttosto complesso, ma si cercherà comunque di darne una descrizione illustrando il percorso e le trasformazioni subite dai fluidi di processo.

L'aria viene aspirata dall'ambiente e inviata al compressore dove avviene la compressione e la portata si suddivide in 2 parti: una continua il percorso del turbogas verso lo scambiatore rigenerativo, l'altra è inviata al catodo della cella a combustibile in cui è richiesto ossigeno per il normale svolgimento delle reazioni. Si procede quindi con la camera di combustione, in cui arriva una ulteriore portata di aria spillata dal catodo della cella contenente CO₂ e acqua, e con l'espansione in turbina. I fumi caldi vanno quindi a preriscaldare l'aria in uscita dal compressore e successivamente entrano in un evaporatore a recupero, permettendo l'evaporazione di una certa portata di acqua richiesta per il reforming del combustibile.

Il vapore ottenuto viene miscelato con altro combustibile biogas e preriscaldato in uno scambiatore rigenerativo grazie ai gas caldi uscenti dal reformer; viene poi inviato al reformer stesso in cui, mediante reazioni chimiche, avviene un arricchimento della frazione di idrogeno. La miscela così ottenuta viene inviata all'anodo della cella a combustibile in cui è richiesta alta concentrazione di idrogeno al fine di avere una efficienza maggiore. All'uscita dell'anodo sono ancora presenti gas ossidabili come CH₄, H₂ e CO in quantità non trascurabili, dunque, dopo una miscelazione con l'aria esausta proveniente dal catodo, la portata di gas è inviata in un particolare combustore detto Catalytic Burner, i cui fumi caldi e ricchi in anidride carbonica, sono a loro volta inviati nel catodo della cella, insieme all'aria ambiente compressa precedentemente descritta; la CO₂ è infatti essenziale al catodo per un buon rendimento della fuel cell.

Avviene quindi la produzione di energia elettrica grazie alle reazioni elettrochimiche che avvengono all'interno della cella: I gas caldi uscenti dal catodo sono poi utilizzati per preriscaldare alcune portate circolanti nell'impianto, e una parte di essi viene anche fatta ricircolare in modo da controllare sempre la concentrazione di CO₂ al catodo.

Dallo schema si può notare come praticamente tutte le portate di gas vengano utilizzate in modo da sfruttare al massimo la loro entalpia.

L'unico scarico all'ambiente è rappresentato dai fumi uscenti dal turbogas, i quali vengono comunque utilizzati prima per una rigenerazione interna e poi per generare vapore nell'evaporatore a recupero.

3.3 I componenti dell'Impianto

Visto il funzionamento generale del sistema, si cerca ora di dare una descrizione di tipo qualitativo e quantitativo dei diversi componenti, scrivendo le equazioni che ne regolano la fisica, le ipotesi fatte all'interno del modello, e fornendo qualche ordine di grandezza delle variabili termodinamiche ad essi associate.

3.3.1 Compressore

È il primo componente della zona del turbogas e serve per comprimere l'aria che verrà poi mandata in camera di combustione. Sono stati assunti rendimento isoentropico e rapporto di compressione in condizione di progetto.

$$\eta_{is,c} = \frac{h_{24,is} - h_{25}}{h_{24} - h_{25}} = 0,89 \quad (3.1)$$

$$\beta_c = \frac{p_{24}}{p_{25}} = 4,5 \quad (3.2)$$

Dunque, sapendo che $s_{24,is} = s_{25}$ è possibile ricavare, mediante le librerie del programma Engineering Equation Solver (EES), la temperatura isoentropica di fine compressione $T_{24,is}$ e quindi la temperatura reale di fine compressione T_{24} mediante l'equazione 3.1. È dunque possibile calcolare l'entalpia h_{24} .

Il bilancio di primo principio sul compressore risulta quindi:

$$W_{compr} = \dot{m}_{air} \cdot (h_{25} - h_{24}) \quad (3.3)$$

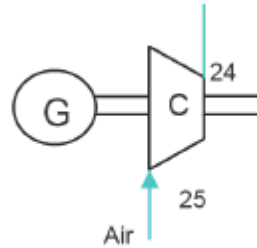


Figura 3.2: Compressore

3.3.2 Camera di Combustione

Dopo essere stata compressa, l'aria entra nel recuperatore, aumenta la sua temperatura e fa il suo ingresso in camera di combustione, dove si miscela, oltre che con il combustibile, con una portata d'aria esausta proveniente dal catodo della cella a combustibile e che quindi contiene anche anidride carbonica e acqua; la regolazione di questa portata può essere utile in un'ottica di controllo della temperatura di combustione e conseguentemente delle emissioni di NO_x termici. Per il modello dell'impianto si è assunta una temperatura di fine combustione di 950°C.

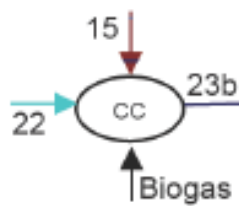
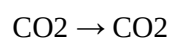
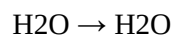
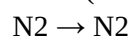
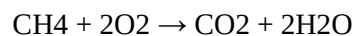


Figura 3.3: Camera di Combustione

Si ipotizza una combustione completa; le reazioni all'interno della camera sono le seguenti:



Mentre il bilancio di primo principio è:

$$\dot{m}_{22} \cdot h_{22} + \dot{m}_{comb} \cdot h_{comb} + \dot{m}_{15} \cdot h_{15} - \dot{m}_{23b} \cdot h_{23b} = 0 \quad (3.4)$$

3.3.3 Turbina

All'uscita dalla camera di combustione il fluido, che si trova a temperatura molto elevata, si espande in turbina fino alla pressione ambiente.

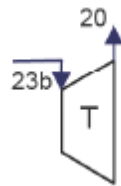


Figure 3.4: Turbina

È stato assunto il valore del rendimento isoentropico di espansione; l'altra condizione è che i rapporti di compressione ed espansione siano uguali a meno delle perdite, che però vengono ora trascurate, dunque:

$$\eta_{is,turb} = \frac{h_{20,is} - h_{23b}}{h_{20} - h_{23b}} = 0,85 \quad (3.5)$$

$$\beta_{turb} = \beta_c = 4,5 \quad (3.6)$$

Dunque, sapendo che $s_{20,is} = s_{23b}$ è possibile ricavare, mediante le librerie del programma EES, la temperatura isoentropica di fine espansione $T_{20,is}$ e quindi la temperatura reale di fine compressione T_{20} mediante l'equazione 3.5. È dunque possibile calcolare l'entalpia h_{20} . Il bilancio di primo principio sulla turbina risulta quindi:

$$W_{turb} = \dot{m}_{23b} \cdot (h_{23b} - h_{20}) \quad (3.7)$$

3.3.4 Rigeneratore

Il rigeneratore è uno scambiatore in controcorrente e ha la funzione di preriscaldare l'aria in uscita dal compressore a spese dei fumi caldi in uscita dalla turbina; tutto ciò è utile al miglioramento del rendimento globale del ciclo a gas in quanto i fumi espansi si trovano ancora a una temperatura molto elevata e andrebbero scaricati all'ambiente perdendo così una grande quantità di exergia.

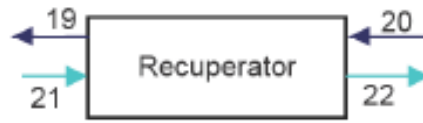


Figura 3.5: Rigeneratore

Il dimensionamento di massima dello scambiatore è stato fatto assumendo un certo ΔT tra uscita lato freddo e ingresso lato caldo, e precisamente:

$$\text{Min}(T_{20}-T_{22} ; T_{19}-T_{21})=50 \quad (3.8)$$

Dunque è possibile determinare la temperatura di uscita mancante T19 effettuando un bilancio di primo principio sul sistema aperto rigeneratore:

$$\dot{m}_{22} \cdot h_{22} - \dot{m}_{21} \cdot h_{21} + \dot{m}_{19} \cdot h_{19} - \dot{m}_{20} \cdot h_{20} = 0 \quad (3.9)$$

In seguito è stato utilizzato il metodo ε -NTU per determinare la superficie di scambio termico; l'efficienza di uno scambiatore è scritta come:

$$\varepsilon_{\text{rig}} = \frac{q_{\text{rig}}}{q_{\text{rig,max}}} \quad (3.10)$$

dove q_{rig} è il calore effettivamente scambiato e $q_{\text{rig,max}}$ è il calore massimo teoricamente scambiabile esso è definito come:

$$q_{\text{rig,max}} = C_{\text{min,rig}} \cdot (T_{20} - T_{21}) \quad (3.11)$$

infatti è il fluido con capacità termica minore a compiere il salto termico maggiore, che al limite è uguale alla differenza tra le due temperature di ingresso, entrambe note. Il parametro NTU, "Number of Transfer Units", è definito come:

$$NTU_{\text{rig}} = \frac{K \cdot A_{\text{rig}}}{C_{\text{min,rig}}} \quad (3.12)$$

dove K è il efficiente globale di scambio, dipendente da tutte le resistenze termiche (convettive, conduttive, di fouling) presenti nello scambio di calore tra i due fluidi; è stato assunto, da dati di letteratura per scambiatori gas-gas, pari a 50 W/m²K.

Esiste poi una relazione tra efficienza e numero di unità di trasferimento del tipo $\varepsilon = f(NTU, C_{min}/C_{max}, \text{flow arrangement})$ che permette di avere un sistema risolubile di equazioni per risolvere il problema; nel caso di scambiatore generico in controcorrente la relazione è la seguente:

$$\varepsilon_{rig} = \frac{1 - e^{-NTU_{rig} \cdot (1 - C^*)}}{1 - C^* \cdot e^{-NTU_{rig} \cdot (1 - C^*)}} \quad (3.13)$$

dove $C^* = C_{min, rig} / C_{max, rig}$.

3.3.5 Generatore di Vapore a Recupero

Dopo aver preriscaldato l'aria compressa, i fumi in uscita al recuperatore hanno ancora una temperatura sufficiente per essere utilizzati in un evaporatore a recupero al fine di generare il vapore necessario alle reazioni nel reformer.

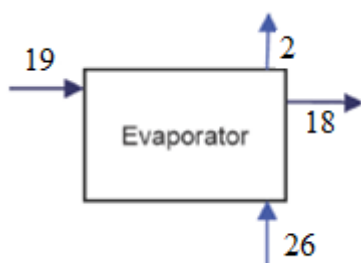


Figura 3.6: Evaporatore

Il bilancio di primo principio risulta:

$$\dot{m}_2 \cdot h_2 - \dot{m}_{26} \cdot h_{26} + \dot{m}_{18} \cdot h_{18} - \dot{m}_{19} \cdot h_{19} = 0 \quad (3.14)$$

E lo scambiatore può essere dimensionato considerando che il calore da fornire per far evaporare completamente la portata $\dot{m}_{26}$ è composto da una quota di calore sensibile per riscaldare l'acqua sotto raffreddata fino a saturazione, e una quota di calore latente per passare da titolo nullo a titolo unitario:

$$Q_{eva} = h_{fg}(p = p_2) + [h(p = p_2, x = 0) - h(p = p_{26}, T = T_{26})] \quad (3.15)$$

dove h_{fg} è il calore latente di evaporazione alla pressione p_2 ; per svolgere il calcolo sono state utilizzate le librerie delle proprietà dell'acqua presenti all'interno del programma EES. Le considerazioni per determinare l'area di scambio termico sono analoghe a quelle fatte per il rigeneratore.

3.3.6 Scambiatore Rigenerativo

Si trova subito dopo l'evaporatore e riceve una miscela di vapore e combustibile biogas; il suo scopo è quello di preriscaldare questa miscela prima dell'ingresso nel reformer in modo da raggiungere una temperatura adeguata per il corretto svolgimento delle reazioni di reforming e di water-shift; questo viene fatto a spese degli stessi fumi uscenti dal reformer, i quali devono essere raffreddati per avvicinarsi il più possibile alla temperatura di esercizio della cella a combustibile, che è di circa 650 °C.

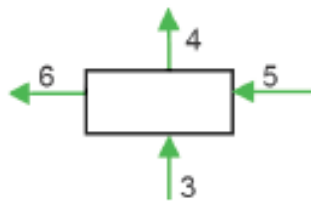


Figura 3.7: Scambiatore Rigenerativo

Il bilancio di primo principio per lo scambiatore è quindi:

$$\dot{m}_4 \cdot h_4 - \dot{m}_3 \cdot h_3 + \dot{m}_6 \cdot h_6 - \dot{m}_5 \cdot h_5 = 0 \quad (3.16)$$

Anche per questo scambiatore valgono considerazioni analoghe a quelle fatte precedentemente per il rigeneratore: Per la determinazione dell'area di scambio è stato utilizzato il metodo ε -NTU assumendo un coefficiente globale di scambio pari a 50 W/m²K.

3.3.7 Reformer - Catalytic Burner

Il reformer è necessario per trasformare gli idrocarburi presenti nel combustibile della fuel cell in una miscela di gas ricca in idrogeno ed è spesso utilizzato in sistemi con celle a combustibile.

I requisiti di funzionamento di questo tipo di reformer sono molto diversi da quelli che si incontrano nelle centrali tradizionali: è infatti necessario che la produzione di gas arricchito in idrogeno segua sempre le variazioni di domanda da parte degli utilizzatori, ed è dunque indispensabile che il reformer risponda rapidamente alle variazioni di carico e che sia controllabile in modo molto flessibile.

Il deflusso dei gas all'interno del reformer così come la sua struttura principale sono mostrati in figura 3.8: esso consiste di un corpo in pressione, diverse sedi catalitiche, e una camera di combustione con bruciatore. Le due sedi catalitiche sono connesse in serie e sono il luogo in cui avvengono le reazioni chimiche.

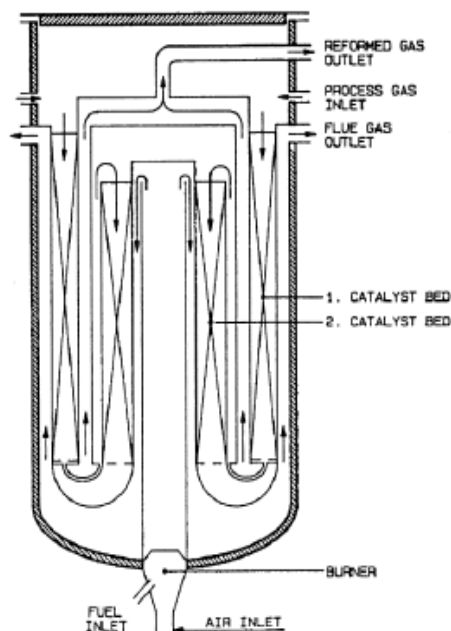


Figura 3.8:

Rappresentazione schematica di un sistema Reformer-Burner

Dal momento che le reazioni di reforming sono complessivamente fortemente endotermiche, è necessario fornire continuamente calore per mantenere una temperatura di funzionamento appropriata. Questo è fornito dai gas caldi provenienti dal burner in cui avvengono le reazioni di combustione.

Principi di funzionamento

Le caratteristiche (portata, temperatura, pressione e concentrazione) dei gas in uscita dipendono prevalentemente dalle reazioni chimiche, dallo scambio termico e dal tipo di deflusso dei gas all'interno del reformer. Le reazioni che avvengono nel fluido di processo sono le seguenti:

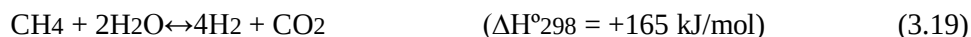
- Reazione metano - Vapore (anche chiamata reazione di Reforming):



• Water-shift reaction:

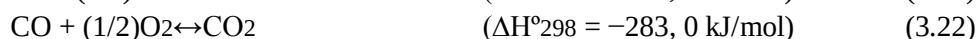
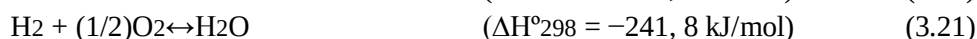
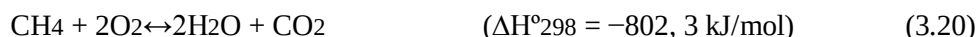


Entrambe queste reazioni sono reversibili alle temperature di reforming; dunque la reazione globale è la seguente:



Questa reazione è endotermica e produce un aumento del numero di moli ($\Delta n > 0$); dunque una maggiore temperatura ed una minore pressione, ma anche una maggior concentrazione del vapore, spostano l'equilibrio verso destra. Questo risulta in una maggiore velocità di conversione ed un contenuto inferiore di metano nel gas in uscita.

I gas esausti uscenti dall'anodo della cella sono inviati al catalytic burner del reformer, dove avvengono le seguenti reazioni di combustione, le quali forniscono il calore necessario alle reazioni del fluido di processo:



È stato assunto che metano, idrogeno e CO reagiscano completamente con l'eccesso d'aria utilizzato.

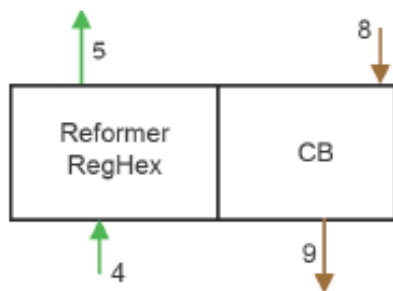


Figura 3.9: Reformer – Catalytic Burner

E quindi possibile effettuare un bilancio di primo principio sul sistema Reformer - Catalytic Burner:

$$\dot{m}_5 \cdot h_5 - \dot{m}_4 \cdot h_4 + \dot{m}_9 \cdot h_9 - \dot{m}_8 \cdot h_8 = 0 \quad (3.23)$$

3.3.8 Cella a Combustibile

Le celle a combustibile sono sistemi elettrochimici ad alta efficienza in grado di convertire l'energia chimica dell'idrogeno (o di altri combustibili) direttamente in energia elettrica. Questo permette loro di non sottostare al vincolo, invece presente in tutte le macchine termiche, del rendimento di Carnot e di raggiungere teoricamente efficienze molto elevate (fino al 60%).

Tuttavia esistono ancora diversi problemi da risolvere per permettere la diffusione su larga scala di questi dispositivi, specialmente per quanto riguarda i costi e la vita di alcuni loro componenti. Nell'impianto in questione è presente una cella a carbonati fusi (Molten Carbonate Fuel Cell, MCFC); questa rientra nella categoria delle celle ad alta temperatura le quali presentano i seguenti vantaggi:

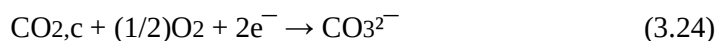
- Non sono necessari catalizzatori costosi e facilmente avvelenabili (es: a base di Platino).
- L'elevata temperatura di esercizio (circa 650°C) permette di utilizzare il calore di scarto per rigenerazione ed eventuale cogenerazione, migliorando così l'efficienza globale del sistema.

Tuttavia la produzione di energia elettrica mediante l'esclusivo utilizzo di fuel cells non porta a grandi vantaggi, in quanto il combustibile principale, l'idrogeno, non è presente in natura e deve essere prodotto utilizzando fonti primarie (petrolio, metano) mediante reforming oppure con l'elettrolisi, che comporta a sua volta un consumo di energia elettrica.

Principi di funzionamento

La figura 3.10 mostra lo schema essenziale di una MCFC; i componenti principali sono:

- Due collettori metallici il cui compito è quello di distribuire il flusso di gas attraverso la superficie degli elettrodi.
- Un catodo poroso a base di ossido di nichel (NiO) in cui avviene la seguente reazione di riduzione (semi-reazione catodica):



- Uno strato di elettrolita composto da sali fusi di potassio, sodio e litio in una matrice porosa, solida e inerte. Attraverso l'elettrolita passa lo ione CO_3^{2-} prodotto dalla semi-reazione catodica.
- Un anodo poroso a base di Nichel dove avviene la seguente reazione di ossidazione (semi-reazione anodica):

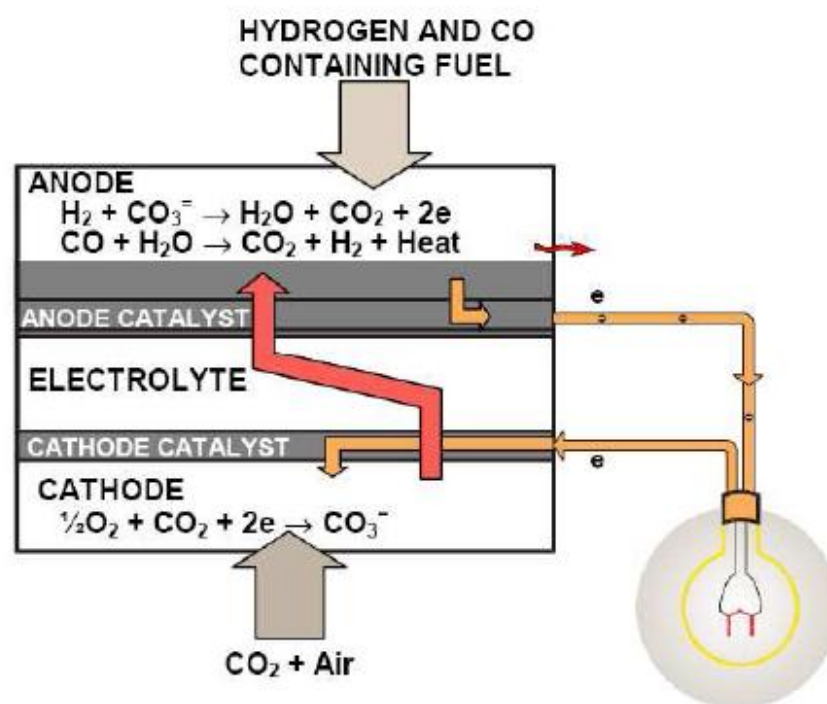
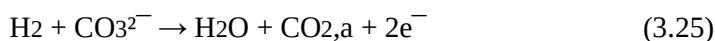
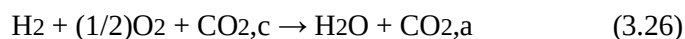


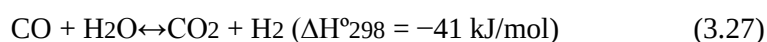
Figura 3.10: Cella a Combustibile a sali fusi

La reazione complessiva, somma di 3.24 e 3.25 risulta quindi:



che non è altro che la reazione di combustione dell'idrogeno combinata con un trasferimento di CO_2 dal catodo (c) all'anodo (a).

All'interno dell'anodo avviene un'ulteriore reazione di Shift del monossido di carbonio (Water-gas Shift Reaction) che produce ulteriore combustibile per la cella; a causa dell'elevata velocità può essere considerata una reazione di equilibrio:



Parecchi sono i flow patterns utilizzati nel progetto delle MCFC, ma i più comuni sono l'equicorrente e i flussi incrociati. Si cercheranno ora di descrivere le equazioni utilizzate per analizzare le prestazioni della cella. È noto che l'efficienza di una cella a combustibile è inversamente proporzionale alla densità di corrente che la percorre e che il suo potenziale è praticamente costante; le perdite dipendono inoltre dalla composizione del gas.

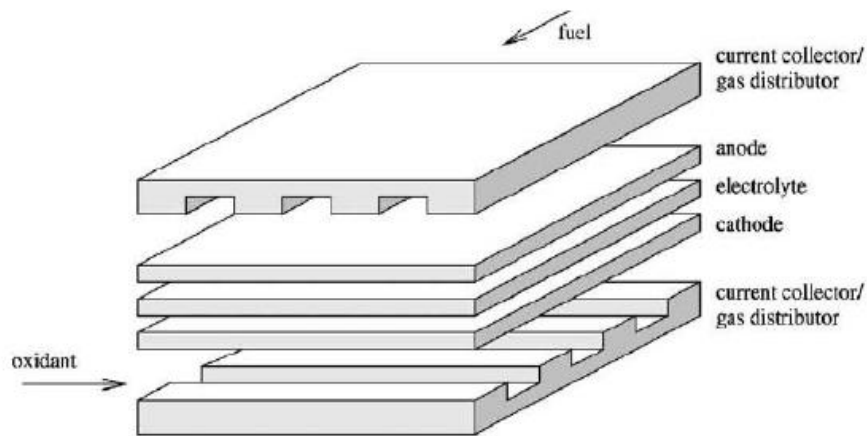


Figura 3.11: Schema di Flussi Incrociati

Equazioni utilizzate

Il potenziale effettivo della cella può essere scritto semplicemente attraverso la legge di Ohm:

$$V = E - \eta_{ne} - jR_{tot} \quad (3.28)$$

Dove E (V) è il Potenziale Massimo teoricamente raggiungibile (Potenziale di Nernst), η_{ne} (V) è la Perdita di Nernst, j (mA/cm²) è la Densità di Corrente e R_{tot} (cm²) è data da tre contributi principali: le resistenze all'anodo, al catodo, e una serie di resistenze interne di contatto e all'interno dell'elettrolita.

Il potenziale di Nernst è ottenuto dalla variazione dell'energia libera di Gibbs nella reazione di ossidazione dell'idrogeno:

$$E = \frac{-\Delta G}{2f} \quad (3.29)$$

Dove G è l'energia libera di Gibbs e f è la costante di Faraday: È la quantità di carica di un mole di elettroni ed è definita come $f = N_A \cdot q$ dove N_A è il numero di Avogadro e q è la carica dell'elettrone. Vale circa $f = 96485,3 \text{ C/mol}$. La variazione ΔG è calcolato utilizzando la libreria di EES ricordando che:

$$\Delta G = \Delta H + T \cdot \Delta S \quad (3.30)$$

La perdita di Nernst è invece scritta come:

$$\eta_{ne} = \frac{RT}{2f} \ln \left[\frac{p_{H2,an}(p_{O2,ca})^{1/2} p_{CO2,ca}}{p_{H2O,an} \cdot p_{CO2,an}} \right] \quad (3.31)$$

E dipende quindi dalle pressioni parziali dei gas all'interno di anodo e catodo e dalla temperatura di esercizio della cella.

Come già detto la resistenza totale è data da:

$$R_{tot} = R_{an} + R_{ca} + R_{ir} \quad (3.32)$$

dove:

$$R_{an} = C_a \cdot e^{\frac{\Delta H_a}{RT}} \cdot p_{H2,an}^{-0,5} \quad (3.33)$$

$$R_{ca} = \left(C_1 \cdot e^{\frac{\Delta H_{c1}}{RT}} \cdot p_{O2,ca}^{-0,75} \cdot p_{CO2,ca}^{0,5} \right) + C_2 \cdot e^{\frac{\Delta H_{c2}}{RT}} \cdot p_{CO2,ca}^{-1} \quad (3.34)$$

$$R_{ir} = C_{ir} \cdot e^{\frac{\Delta H_{ir}}{RT}} \quad (3.35)$$

Dove R è la costante universale dei gas ($R = 8314 \text{ J/molK}$). Ci sono parametri legati agli elettrodi e all'elettrolita, le "p" sono le pressioni parziali dei vari componenti all'interno della cella (bar) e ΔH è la variazione di entalpia (J/mol).

Queste equazioni indicano che le perdite irreversibili agli elettrodi dipendono da temperatura, pressione, pressione parziale dei gas (H_2 all'anodo, CO_2 e O_2 al catodo) e da alcuni parametri legati agli elettrodi e all'elettrolita. Le resistenze interne della cella dipendono invece dalla conduttività ionica dell'elettrolita e dalla conduttività elettrica dei collettori e dei piatti.

Trascurando le variazioni delle grandezze coinvolte lungo la coordinata longitudinale della cella, è possibile calcolare la densità di corrente invertendo la relazione 1.28:

$$j = \frac{E-V-\eta}{R_{tot}} \quad (3.36)$$

Dunque è possibile determinare la corrente media che attraversa la cella mediante la relazione:

$$i = j \cdot A_{cella} \quad (3.37)$$

dove A_{cella} è la superficie della cella in questione. La corrente prodotta è proporzionale all'ammontare di reagenti consumati secondo le relazioni:

$$\Delta F_{H_2, an} = -0,018655i \quad (3.38)$$

$$\Delta F_{CO_2, ca} = -0,018655i \quad (3.39)$$

$$\Delta F_{O_2, ca} = -0,0093275i \quad (3.40)$$

$$\Delta F_{H_2O, an} = 0,018655i \quad (3.41)$$

$$\Delta F_{CO_2, an} = 0,018655i \quad (3.42)$$

dove $\Delta F_{i, an}$ e $\Delta F_{i, ca}$ sono le variazioni della portata molare della specie i tra anodo e catodo rispettivamente; i coefficienti sono espressi in mol h^{-1} e A^{-1} .

La reazione di water-gas shift che avviene sul catalizzatore in nichel è molto veloce ad alte temperature e raggiunge rapidamente l'equilibrio. La costante di reazione K_p è descritta dalla chimica con l'equazione:

$$K_p = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}} \quad (3.43)$$

Esiste poi una relazione che la lega con la temperatura:

$$\ln K_p = \frac{4276}{T} - 3,961 \quad (3.44)$$

Definendo il fattore di conversione X come il numero di moli che si trasformano nella reazione di shift e più precisamente il numero di moli di CO_2 e H_2 che si formano e quello di H_2O e CO che si consumano, la costante di equilibrio K_p si ottiene come:

$$K_p = \frac{(p_{CO_2}+X) \cdot (p_{H_2}+X)}{(p_{CO}+X) \cdot (p_{H_2O}+X)} \quad (3.45)$$

Le pressioni parziali dei vari componenti sono proporzionali alle loro frazioni molari e possono essere calcolate mediante la semplice relazione:

$$p_i = \frac{F_i}{F_{tot}} \cdot p_{tot} \quad (3.46)$$

Dove p_i è la pressione parziale della specie i , p_{tot} è la pressione totale di esercizio della cella, F_i è la portata molare della specie i e F_{tot} è la portata molare totale della miscela di gas; tutte le specie hanno gli stessi valori di p_{tot} ed F_{tot} .

Dunque, una volta noto il fattore di conversione X , può essere calcolata la composizione in uscita dalla cella nota quella in ingresso, mediante le relazioni:

$$F_{H_2,i} = F_{H_2,o} + X \quad (3.47)$$

$$F_{CO_2,i} = F_{CO_2,o} + X \quad (3.48) \quad F_{CO,i} = F_{CO,o} + X \quad (3.49)$$

$$F_{H_2O,i} = F_{H_2O,o} + X \quad (3.50)$$

Mediante questo set di equazioni (3.28 - 3.50) è possibile risolvere il problema della determinazione del potenziale mediante metodi iterativi, che sono stati implementati con il programma EES.

CAPITOLO IV

FUNZIONAMENTO FUORI PROGETTO

Nel caso particolare dell'impianto in questione, l'analisi del funzionamento fuori progetto assume un'importanza ancora maggiore perché si tratta di un sistema di generazione d'energia elettrica di piccola potenza, che potrà essere utilizzato per coprire il fabbisogno di carichi probabilmente discontinui. Inoltre, la variazione di temperatura e delle condizioni ambiente possono influire in modo considerevole sulle prestazioni del sistema: L'analisi in generale è di grande utilità perché permette di prevedere il suo comportamento e le sue prestazioni in caso di variazione delle condizioni di funzionamento.

Il lavoro svolto è stato quello di scrivere equazioni per il funzionamento fuori progetto dei componenti dell'impianto interessati in modo significativo alla variazione delle condizioni di lavoro; queste equazioni sono poi state integrate nel modello esistente sostituendole a quelle valide per le condizioni di progetto, in modo da descrivere il comportamento dell'impianto in modo più generale possibile.

4.1 Analisi dei componenti fuori progetto

4.1.1 Compressore e Turbina

Le micro turbine a gas (da 20 a 500 kW) sono in grado di produrre energia elettrica in modo affidabile e relativamente economico. L'efficienza degli impianti turbogas per microgenerazione è cresciuta molto: un impianto standard con un efficiente rigeneratore è in grado di arrivare al 30-33%, e il rendimento di cicli ibridi con micro turbine e celle a combustibile può raggiungere anche il 65-70%. Inoltre essi hanno vantaggi quali la semplicità tecnica degli impianti, la possibilità di utilizzare un vasto rango di combustibili, liquidi e gassosi, e dei costi di esercizio e manutenzione relativamente bassi.

La maggior parte degli impianti tuttavia lavora in condizioni fuori progetto dovute essenzialmente al variare del carico o delle condizioni ambiente. Dunque lo studio di queste situazioni è anche più importante di quello in condizioni di progetto, essendo più complicato. Inoltre i dati sperimentali sono piuttosto scarsi, probabilmente per ragioni commerciali, ma spesso l'analisi delle prestazioni è indispensabile prima della costruzione effettiva dell'impianto. Per questo motivo, in fase di progettazione sono molto utili modelli analitici che permettano di prevedere le situazioni di off-design, anche se non in modo preciso e dettagliato, ma comunque garantendo risultati validi e coerenti.

A differenza dei grandi impianti turbogas, che devono lavorare a velocità di rotazione costante per permettere al generatore di funzionare correttamente, la velocità delle micro turbine è così elevata da consigliare l'utilizzo di generatori a corrente continua, oppure generatori a corrente alternata con un sistema elettronico di controllo della frequenza, in modo da evitare un pesante e costoso riduttore.

Per le equazioni del modello in condizioni fuori progetto sono state utilizzate le soluzioni analitiche proposte da Wang, Cai, e Zhang nel suo studio "*General characteristics of single shaft microturbine set at variable speed operation and its optimization*" dal 2003 [1].

Gli autori di questo studio, mediante risultati sperimentali, mostrano come effettivamente l'esercizio a velocità variabile in condizioni di carico parziale sia preferibile da punto di vista del rendimento del ciclo. Questo fatto è molto più evidente per quanto riguarda cicli rigenerativi, come quello dell'impianto in questione.

Un altro risultato importante è che la velocità variabile comporta consumi di combustibile a carico nullo molto minori rispetto alla velocità costante. Di seguito, in figura 4.1 e 4.2 sono presentati i grafici che riassumono questi due importanti risultati.

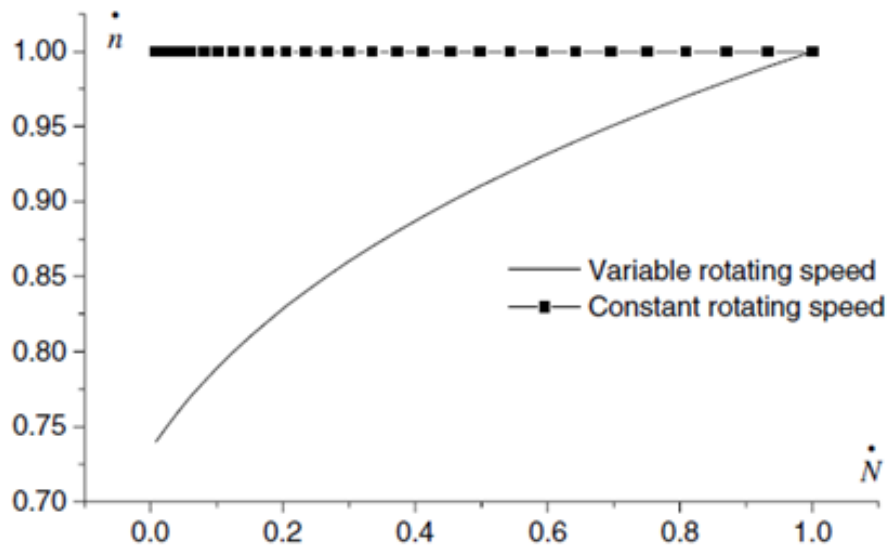


Figura 4.1: Velocità costante e variabile in funzione del carico.

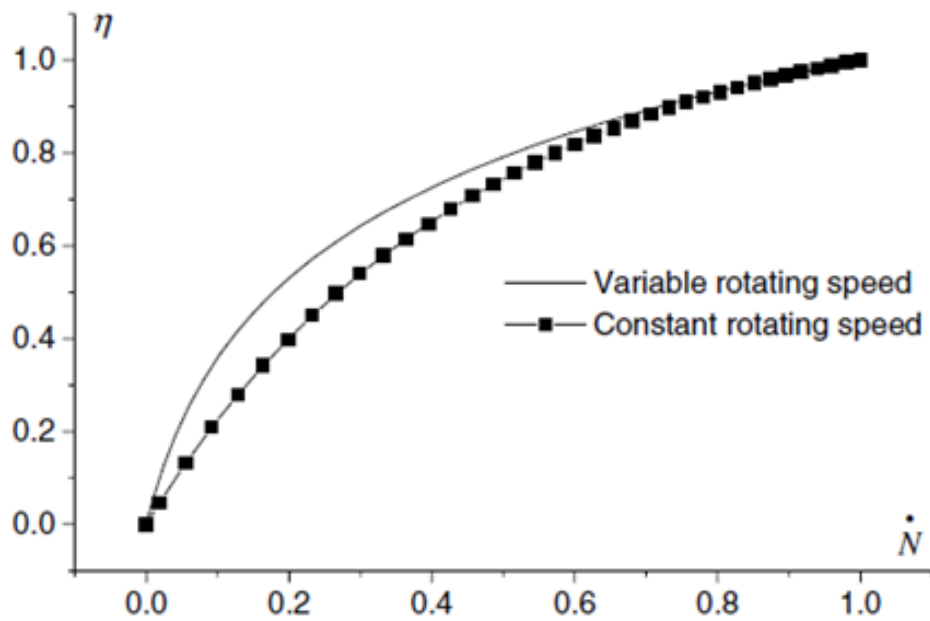


Figura 4.2: Rendimento del ciclo.

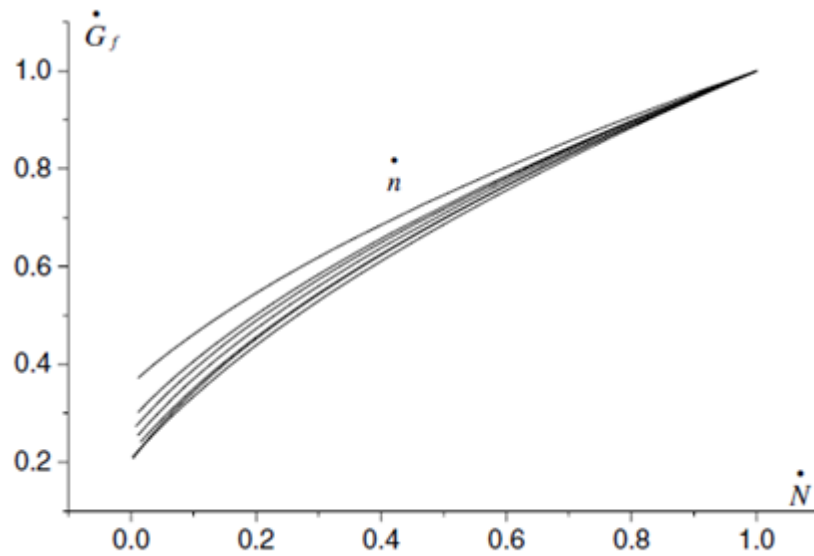


Figura 4.3: Consumo di combustibile in funzione del carico.

Si vede che il consumo di combustibile per carico nullo vale circa 0,2. Questo significa che il ciclo, per autosostenersi consuma 1/5 del combustibile che utilizzerebbe a pieno carico. A velocità costante invece, come indicato in figura 4.3, il consumo a carico nullo vale circa 0,4. Dunque l'esercizio a velocità variabile è vantaggioso, ai fini del risparmio energetico, anche in condizioni di stand-by.

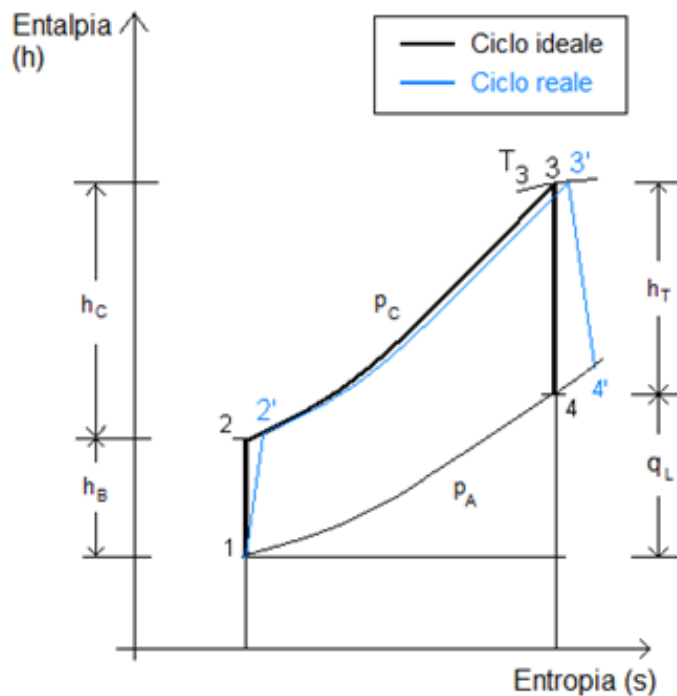


Figura 4.4: Diagramma entropico del Ciclo Joule ideale e reale

Equazioni utilizzate

Poiché si sta analizzando una condizione fuori progetto sono state utilizzate delle variabili ridotte adimensionale: la variabile $Z = Z/Z_0$ rappresenta il rapporto tra il valore di Z effettivo e quello in condizioni di progetto, indicato con il pedice 0. Tutti i pedici delle variabili scritte di seguito sono riferiti al diagramma del ciclo Joule-Brayton presentato in figura 4.4.

Compressore

La caratteristica del compressore, che descrive il rapporto di compressione in funzione della portata trattata è la seguente:

$$\beta = C1 \cdot (\dot{n}) \cdot \dot{G}^2 + C2 \cdot (\dot{n}) \cdot \dot{G} + C3 \cdot (\dot{n}) \quad (4.1)$$

Mentre la caratteristica che descrive la variazione del rendimento ridotto sempre in funzione della portata è:

$$\dot{n}c = [1 - C4 \cdot (1 - \dot{n}c)^2] \frac{\dot{n}c}{\dot{G}c} (2 - \frac{\dot{n}c}{\dot{G}c}) \quad (4.2)$$

$$\beta c = \frac{\beta c}{\beta c0} \quad (4.3)$$

È il rapporto di compressione ridotto, in cui βc e $\beta c0$ rappresentano il rapporto tra la pressione in mandata e quella in aspirazione al compressore.

$$\dot{G}c = \frac{\overline{G}c}{\overline{G}c0} \quad \overline{G}c = \frac{Gc\sqrt{T_1}}{p_1} \quad \overline{G}c0 = \frac{Gc0\sqrt{T_{1,0}}}{p_{1,0}} \quad (4.4)$$

$\dot{G}c$ è la portata ridotta, mentre T_1 e p_1 sono la pressione e la temperatura d'inizio compressione.

$$\dot{n}c = \frac{\overline{n}c}{\overline{n}c0} \quad \overline{n}c = \frac{n_c}{\sqrt{T_1}} \quad \overline{n}c0 = \frac{n_{c0}}{\sqrt{T_{1,0}}} \quad (4.5)$$

$\dot{n}c$ è la velocità di rotazione ridotta del compressore espressa in giri/min.

$$\dot{\eta}c = \frac{\eta c}{\eta c0} \quad (4.6)$$

$\dot{\eta}c$ è il rendimento isoentropico di compressione scritto in coordinate ridotte.

I parametri C1, C2 e C3 sono funzione del numero di giri e sono espressi come (4.7), (4.8) e (4.9) rispettivamente:

$$C1 = \frac{\dot{\eta}c}{p \left(\frac{1-m}{\dot{\eta}c} \right) + \dot{\eta}c(\dot{\eta}c - m)^2}$$

$$C2 = \frac{p - 2m\dot{\eta}c}{p \left(\frac{1-m}{\dot{\eta}c} \right) + \dot{\eta}c(\dot{\eta}c - m)^2}$$

$$C3 = \frac{pm\dot{\eta}c - m^2\dot{\eta}c^3}{p \left(\frac{1-m}{\dot{\eta}c} \right) + \dot{\eta}c(\dot{\eta}c - m)^2}$$

C4, m e p sono costanti indeterminate che, secondo dati sperimentali, assumono i valori C4 = 0, 3, m = 1, 8 e p = 1, 8.

Turbina

La caratteristica della turbina, che descrive il rapporto di espansione in funzione della portata trattata, è espressa dalla seguente relazione; attraverso le seguenti formule (4.10) e (4.11). Dove α è un parametro correttivo utilizzato per tenere conto della variazione della velocità di rotazione rispetto alle condizioni di progetto

$$\frac{Gt}{Gt,0} = \alpha \left(\frac{T_{3,0}}{T_3} \cdot \frac{\beta t^2 - 1}{\beta t_{0,0}^2 - 1} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\alpha = \sqrt{1,4 - 0,4 \cdot \frac{\eta t}{\eta t_0}}$$

T3 è la temperatura d'ingresso in turbina, βt è il rapporto di espansione, cioè il rapporto tra le pressioni d'ingresso e uscita dalla turbina, Gt è la portata in massa, e ηt è la velocità di rotazione espressa in giri/min.

La caratteristica del rendimento invece fa uso delle coordinate ridotte ed è espressa dalla relazione:

$$\dot{\eta}t = \left(\frac{\dot{\eta}t}{\dot{g}t} \right) \cdot \left(2 - \frac{\dot{\eta}t}{\dot{g}t} \right) \cdot [1 - t4(1 - \dot{\eta}t)^2] \quad (4.12)$$

Dove:

$$\dot{n}_t = \frac{\overline{n}_t}{\overline{n}_{t0}} \quad \overline{n}_t = \frac{n_t}{\sqrt{T_3}} \quad \overline{n}_{t0} = \frac{n_{t0}}{\sqrt{T_{3,0}}} \quad (4.13)$$

$$\dot{G}_t = \frac{\overline{G}_t}{\overline{G}_{t0}} \quad \overline{G}_t = \frac{G_t \sqrt{T_3}}{p_3} \quad \overline{G}_{t0} = \frac{G_{t0} \sqrt{T_{3,0}}}{p_{3,0}} \quad (4.14)$$

$$\dot{\eta}_t = \frac{\eta_t}{\eta_{t0}} \quad (4.15)$$

t_4 è una costante indeterminata che assume, secondo risultati sperimentali, il valore $t_4 = 0, 3$.

Condizioni di Equilibrio

Ci sono poi delle equazioni utilizzate per assicurare il funzionamento in condizioni di regime stazionario del sistema turbogas. Queste possono essere scritte sia utilizzando le normali variabili dimensionate

$$\beta_t = \varphi \cdot \beta_c \quad (4.16)$$

$$G_t = \mu \cdot G_c \quad (4.17)$$

$$\eta_t = \eta_c \quad (4.18)$$

Sia le variabili ridotte:

$$\dot{\beta}_t = \dot{\varphi} \cdot \dot{\beta}_c \quad (4.19)$$

$$\dot{G}_t = \dot{\mu} \cdot \dot{G}_c \quad (4.20)$$

$$\dot{\eta}_t = \dot{\eta}_c \quad (4.21)$$

dove φ è il coefficiente di perdita di pressione e dipende dalle perdite di carico localizzate e continue all'interno del recuperatore, della camera di combustione e delle tubazioni dell'impianto; nel modello dell'impianto è stata per ora considerata la condizione ideale $\varphi = 1$.

μ è invece il rapporto tra le portate trattate rispettivamente da turbina e compressore; potrebbe essere considerato unitario (e quindi potrebbe essere trascurata la portata di combustibile) se non fosse per la portata che arriva dal ramo 15 in camera di combustione; nelle equazioni del modello avremo quindi $\mu > 1$. Per quanto riguarda le variabili ridotte si assume invece $\dot{\varphi} = 1$ e $\dot{\mu} = 1$.

Il calcolo delle performance a carico parziale può essere risolto mediante queste equazioni dati i valori di due variabili indipendenti.

4.1.2 Rigeneratore

Per il rigeneratore è stato effettuato uno studio di fuori progetto termico: È stata fissata la superficie di scambio in base ai risultati del modello esistente; essa è stata dunque calcolata utilizzando le temperature di progetto. In seguito, sono state considerate note solo le temperature d'ingresso e, utilizzando il metodo ε -NTU, già illustrato nel capitolo precedente, si sono calcolate quelle di uscita, diverse dalle prime in quanto l'area di scambio è questa volta fissata.

4.1.3 Scambiatore Rigenerativo

Anche per lo studio delle condizioni di fuori progetto di questo scambiatore di calore è stata fissata l'area di scambio pari a quella calcolata nel modello esistente.

4.1.4 Evaporatore

L'analisi è fatta di maniera analoga a quella effettuata per gli altri scambiatori, con la differenza che questa volta l'area di scambio è determinata in base alla potenza termica richiesta per far evaporare la quantità d'acqua alla temperatura T2.

4.1.5 Reformer - Catalytic Burner

Per l'analisi di fuori progetto è stato considerato l'intero sistema reformer-catalytic burner. Esso è caratterizzato da un comportamento termico e un comportamento chimico, strettamente legati tra loro e interdipendenti. Per quanto riguarda il comportamento chimico, la superficie del reformer e la distribuzione del catalizzatore sono sufficienti a far ottenere le condizioni di equilibrio all'interno reformer alla temperatura di uscita. Dunque è stata fatta la scelta di non modificare il modello chimico esistente. Il comportamento fuori progetto dipende invece principalmente dalla parte di scambio termico in quanto la temperatura di uscita è determinata dallo scambio di calore con il catalytic burner. Dunque il comportamento del sistema reformer-burner può essere assimilato a quello di uno scambiatore di calore.

L'analisi fatta è quindi analoga a quella effettuata per gli altri scambiatori, con la differenza che questa volta l'area di scambio è determinata in base ad altri parametri che non riguardano la trasmissione del calore, e dunque, mediante il metodo ε -NTU è stato calcolato direttamente il prodotto $K \cdot A$ dove K è il coefficiente globale di scambio.

CAPITOLO V

SISTEMAZIONE DELL'IMPIANTO (MODELLO)

Dopo aver integrato le equazioni introdotte nel capitolo III all'interno del modello esistente, sostituendole a quelle già scritte per le condizioni di progetto, sono state effettuate delle simulazioni per prevedere le prestazioni dell'impianto.

L'analisi effettuata del funzionamento fuori progetto dell'impianto modello si è dimostrata molto utile; Consente di prevedere il comportamento dei sistemi termodinamici in esso presenti quando questi si trovano nelle reali condizioni di lavoro. In esse, infatti, non sussistono più le prestazioni e le efficienze di catalogo fornite dai costruttori, ma si verificano variazioni anche rilevanti delle grandezze in output.

Siamo a questo punto in condizioni di definire una configurazione per l'impianto (modello) in funzione di quello che ci offre il Polo di Trattamento A.C.E.A. Pinerolese: Biogas con un'alta frazione di CH_4 . Adattare l'impianto di cogenerazione d'energia elettrica studiato all'uso del biogas prodotto dall'impianto di digestione, significa fare a questo modello capace di soddisfare i fabbisogni termici dei digestori mentre funziona sotto le grandezze che potrebbero cambiare all'introdurre un biogas diverso da quello con cui è stato modellato inizialmente.

5.1 Composizione del Biogas

Il biogas è il prodotto della fermentazione anaerobica di materiale putrescibile (vegetali, reflui animali, scarto di lavorazione delle aziende agricole,...). La fermentazione di questi materiali avviene in modo naturale in assenza di ossigeno e il gas che viene prodotto contiene metano (CH_4), anidride carbonica (CO_2) e altri gas in percentuali inferiori.

Nell'analisi effettuata è stato considerato un biogas in cui gli unici componenti sono metano, anidride carbonica e azoto. Questa ipotesi è giustificata dal fatto che le altre sostanze che potrebbero essere presenti sono in quantità trascurabile rispetto alle tre suddette, com'è mostrato nello studio "*Biogas specifications and selection of a number of case applications in the Piedmont implementation perspective*" da 2008 [8]. Essa mostra i risultati dell'analisi svolta sulla composizione di biogas provenienti da siti diversi dal 1998 al 2007. Sono evidenziati il valore massimo e minimo raggiunto durante l'intervallo considerato, la media μ , e la deviazione standard σ .

Componente	u.m.	MAX	MIN	μ	σ
Umidità	%V	3,7	0,1	1,00	0,7168
O_2	%V t.q.	4,4	0,2	1,50	0,8694
CO_2	%V t.q.	44,3	30,1	36,06	3,1352
N_2	%V t.q.	26,6	1,2	12,50	7,1742
H_2	%V t.q.	0,1	0,1	0,10	0
CH_4	%V t.q.	60,5	36,3	48,86	6,0703
H_2S	%V t.q.	0,03	0,001	0,01	0,0059
P.C.I.	kJ/Nm^3	21637	12996	17562	2261,7

Tabella 5.1: Dati sulla composizione del biogas dal 1998 al 2007

Le celle a carbonati fusi presentano molti vantaggi, ma il loro anodo, così come la zona del catalizzatore, sono molto sensibili all'avvelenamento da molecole spesso presenti nei biogas: composti dello zolfo, idrocarburi alogenati, e siloxani. Inoltre queste sostanze sono in grado di combinarsi con la miscela di gas producendo soluzioni acide, e causando il degrado dell'impianto. Mentre la frazione di metano presente nel combustibile influenza il potere calorifico dello stesso, e dunque la capacità di generazione dell'impianto.

È stata fatta un'analisi senza apportare modifiche alle assunzioni del modello ($\text{CH}_4=50\%$, $\text{CO}_2=40\%$ e $\text{N}_2=10\%$), e dunque facendo funzionare il programma con la portata di biogas ($\text{Biogas}_{n,1} = 2,7 \text{ mol/s}$) in ingresso al punto 1 è fissata, e quella di cui ha bisogno il combustore è calcolata di conseguenza dal modello. L'altra analisi si riferisce al caso in cui il biogas è quello prodotto dalla digestione anaerobica dentro l'azienda A.C.E.A Pinerolese ($\text{CH}_4=61\%$ e $\text{CO}_2=39\%$), facendola sempre funzionare con la portata di biogas in ingresso al punto 1 costante e quella del combustore ricavata dal programma EES. La mancanza di N_2 nella composizione del biogas prodotto dall'azienda è una mostra di quanto è ricca in frazione di CH_4 .

	Modello con Biogas Ipotizzato	Modello con Biogas ricco CH_4
Biogas al punto 1 [kg/sec]	0,0738	0,0738
Biogas al combustore [kg/sec]	0,0175	0,0023
Potenza cella [kW]	458,19	552,40
Potenza Totale [kW]	677,40	764,60
Potenziale della cella a combustibile [V]	0,8440	0,8794
η Cella [%]	43,98	41,14
η Globale [%]	51,92	55,20

Tabella 5.2: Grandezze ottenute con modello iniziale con biogas ($\text{CH}_4=50\%$, $\text{CO}_2=40\%$ e $\text{N}_2=10\%$) e modello con biogas ($\text{CH}_4=61\%$ e $\text{CO}_2=39\%$).

I gas caldi uscenti dal catodo vengono inviati in camera di combustione, ma la loro più alta temperatura (viene aumentata la temperatura media di esercizio per la nuova composizione) deve essere compensata da una diminuzione della portata parziale di metano che viene bruciata (per riuscire a raggiungere la temperatura di ingresso in turbina che è fissata).

Una maggiore concentrazione di CH_4 significa una maggiore frazione di H_2O e di CO_2 all'uscita del catodo. Significa anche una riduzione nella frazione degli altri componenti del biogas. All'aumentare della frazione di CH_4 nel biogas si genera un considerevole aumento della potenza totale prodotta e del rendimento dell'impianto dovuto all'aumento della potenza della cella a combustibile. Inoltre aumenta la portata parziale d'idrogeno in uscita dall'anodo e conseguentemente diminuisce l'efficienza della cella che contribuisce al rendimento elettrico dell'impianto. L'aumento del potenziale effettivo della cella a combustibile (V) risolta molto importante quanto è legato alla sua efficienza.

Come conclusione relativa alla composizione del biogas dentro il modello studiato, si può dire che è possibile aumentare la potenza dell'impianto utilizzando un combustibile più ricco in metano, senza però dimenticare che questo comporta una non trascurabile diminuzione dell'efficienza elettrica.

5.2 Metodologia del Pinch Analysis

La Pinch Analysis é un metodo di ottimizzazione di reti complesse di scambiatori, quali si possono verificare in situazioni nelle quali si presentano carichi termici e carichi di raffreddamento a diversi livelli di temperatura.

L'obiettivo della Pinch Analysis é quello di minimizzare le interazioni con l'esterno (sia di calore fornito al sistema ad alta temperatura che di calore sottratto al sistema). Di questa maniera si massimizza la rigenerazione interna, chiaramente al costo dell'adozione di scambiatori rigenerativi. Peraltro l'ottimizzazione cura l'accoppiamento delle correnti calde e fredde in modo da minimizzare la differenza "media" di temperatura; tale situazione é anche quella che minimizza le irreversibilità (e, quindi, la reiezione termica all'ambiente).

Le applicazioni fondamentali della Pinch Analysis si trovano in casi in cui i carichi termici e di raffreddamento si incontrano di frequente nelle stesse aree di impianto. La diminuzione dei carichi termici limita il consumo di combustibile, mentre la riduzione dei carichi di raffreddamento limita i problemi d'interazione con l'ambiente.

Esistono vincoli che devono essere soddisfatti; in particolare la temperatura dei fluidi di processo in alcuni punti é scelta sulla base di considerazioni tecniche (es. temperatura di un fluido da fornire a un'utenza, temperatura alla quale far avvenire una reazione chimica, ecc.). Le configurazioni del sistema che consentono di soddisfare i vincoli (temperature alla quale i fluidi devono trovarsi in alcuni punti) sono di norma molteplici. La sintesi del sistema può essere effettuata in modo che siano soddisfatte una o più funzioni obiettivo: minimo fabbisogno di energia ad esempio.

La caratterizzazione dei fabbisogni di energia termica per il riscaldamento e il raffreddamento dei flussi é fatta considerando i processi di scambio termico isobari.

Il flusso termico è espresso:

$$\Phi = G \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (5.1)$$

I flussi di massa coinvolti nei vari processi devono essere caratterizzati sulla base del prodotto portata per calore specifico a pressione costante.

Qualora il calore specifico di un fluido vari sensibilmente con la temperatura, è opportuno frazionare l'intervallo di temperatura ΔT associato al riscaldamento/raffreddamento in sotto-intervalli:

$$\Phi = G \cdot \sum_{i=1}^n Cp_{,i} \cdot \Delta T_i \quad (5.2)$$

Prima di iniziare il progetto della configurazione è necessario che siano definiti i vincoli da rispettare e le condizioni al contorno. Si riferiscono tipicamente alla minima differenza di temperatura accettabile tra il fluido caldo e il fluido freddo. Si considera una $\Delta T_{min}=10^{\circ}\text{C}$. Questo vincolo specifico ha principalmente motivazioni di carattere economico: una riduzione della differenza di temperatura minima comporta un aumento delle superfici di scambio termico e quindi maggiori costi impiantistici. Tuttavia una riduzione di temperatura minima comporta in generale un migliore utilizzo delle risorse.

Siamo in capacità, avendo il modello, di identificare i flussi che devono fornire e ricevere calore e i suoi determinati vincoli, vuol dire le temperature a cui devono arrivare, come ad esempio la temperatura che deve avere l'aria per entrare in turbina.

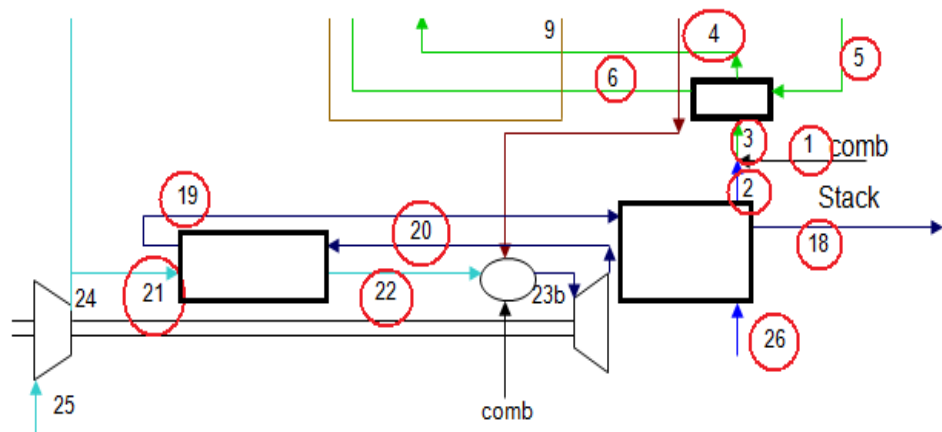


Figura 5.1: Identificazione dei flussi

L'obiettivo principale d'usare il metodo della Pinch Analysis in questo studio è trovare una fonte di calore disponibile; Una fonte di calore che sia sufficiente per mantenere la temperatura della miscela in alimentazione ai digestori in una media a 65°C. Il riscaldamento di questa miscela o il calore utilizzato per mantenere caldo i digestori è estratto dai motori originalmente attraverso una parte dell'acqua del processo che viene riscaldata da una temperatura di 60°C a 80°C (l'altra parte dell'acqua del processo è inviata al depuratore).

Di seguito si fa vedere le richieste termiche teoriche di ogn'uno dei digestori in una giornata di lavoro completa:

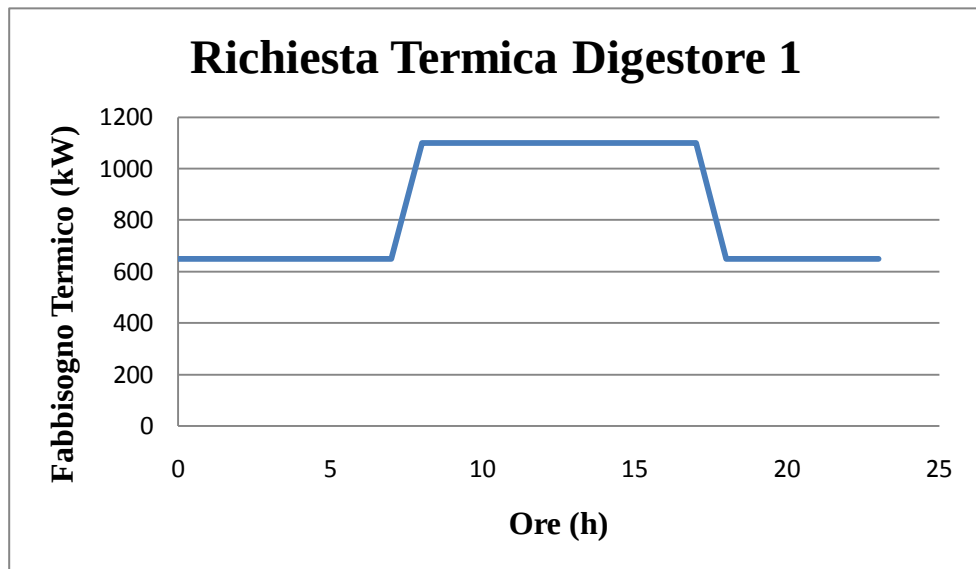


Figura 5.2: Richiesta Termica Teorica Digestore 1 in una giornata.

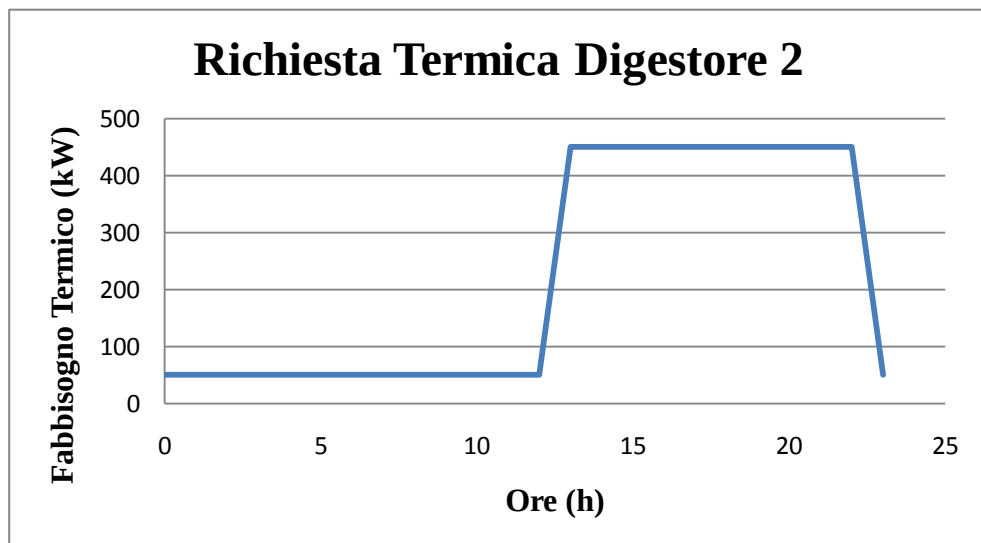


Figura 5.3: Richiesta Termica Teorica Digestore 2 in una giornata.

Si fa un confronto tra il biogas richiesto dall'impianto a celle combustibile con quello prodotto dall'impianto anaerobico:

	Prodotto	Richiesto
Biogas (kg/s)	0,15	0,0761

Tabella 5.3: Confronto di Biogas prodotto con Richiesto.

Il risultato di questo confronto è: Il modello dell'impianto di generazione d'energia elettrica attraverso biogas avrà bisogno soltanto di un digestore in vista che fa uso del 50,7% del biogas prodotto dall'impianto anaerobico. Questo significa anche che dovrà coprire di maniera approssimata la metà dei fabbisogni dell'impianto, vuol dire il fabbisogno termico di un solo digestore. Si considera un digestore in pieno funzionamento.

Da questo punto possiamo già identificare i flussi, d'accordo con le equazioni 5.1 e 5.2.

FLUSSO	TIPO	G.Cp (kW/K)	Tin (°C)	Tout (°C)	φ (kW)
ARIA (T21 - T22)	FREDDO	0,075	201,70	607,20	30,41
GAS SCARICO TURBINA (T20 - Tamb.)	CALDO	1,048	658,90	20,00	-669,57
ACQUA (Tamb. - T4)	FREDDO	0,777	20,00	346,90	254,07
FUEL (Tamb. - T4)	FREDDO	0,120	20,00	346,90	39,20
USCITA DEL REFORMER (T5 - T6)	CALDO	0,355	657,80	461,80	-69,52
ACQUA PER RISCALDARE UN DIGESTORE	FREDDO	55	60	80	1100

Tabella 5.4: Calcolo dei flussi termici

La seconda fase del processo consiste nel determinare il fabbisogno di energia legato al processo produttivo da realizzare. Il fabbisogno dipende strettamente dalla configurazione che sarà realizzata. È utile che siano identificati un valore massimo e uno minimo.

Il fabbisogno massimo è quello che si ottiene utilizzando unicamente le risorse esterne per il riscaldamento dei fluidi freddi e per il raffreddamento dei fluidi caldi.

Fabbisogno Massimo Riscaldamento = $(30,41 + 254,07 + 39,20 + 1100)$ kW

Fabbisogno Massimo Raffreddamento = $(669,57 + 69,52)$ kW

Fabbisogno Massimo Riscaldamento	1423,67	kW
Fabbisogno Massimo Raffreddamento	739,09	kW

Tabella 5.5: Fabbisogni Massimi di Riscaldamento e Raffreddamento.

Per il calcolo del fabbisogno minimo si procede determinando la “Composite Curve”. Per ciascun intervallo di temperature si determina il flusso termico complessivamente scambiato nell'intervallo. La costruzione di queste curve è fatta utilizzando di nuovo il Matlab 7.0. Traverso un file .m che esprime le caratteristiche dei fluidi, uno che simula i calori specifici e un ultimo che fa l'ottimizzazione combinata con Pinch Analysis.

Le curve sono mostrati in seguito.

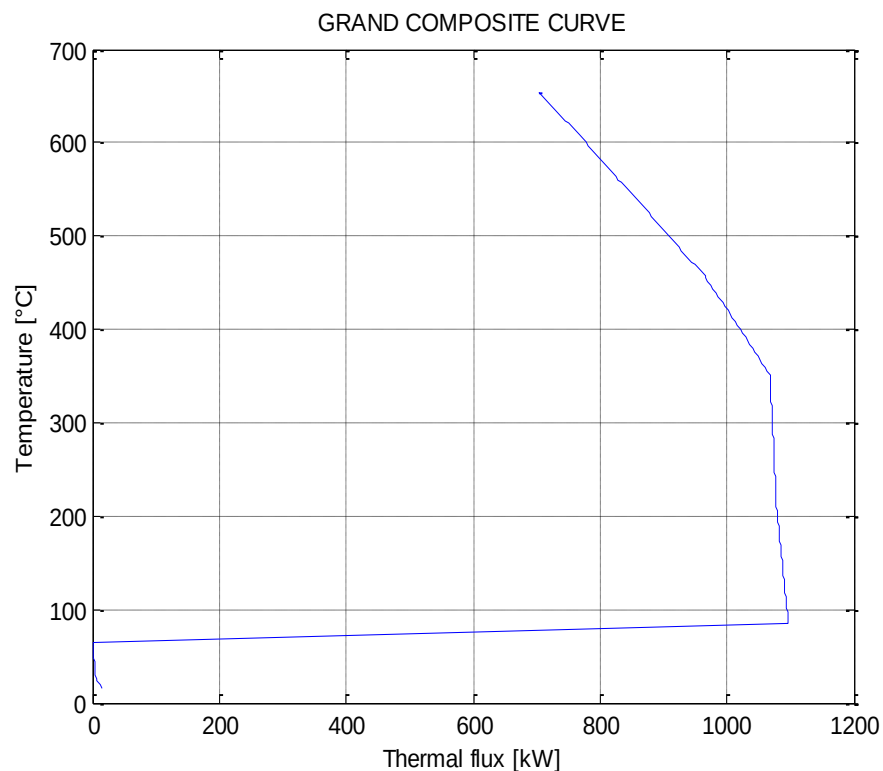


Figura 5.4: Grand Composite Curve

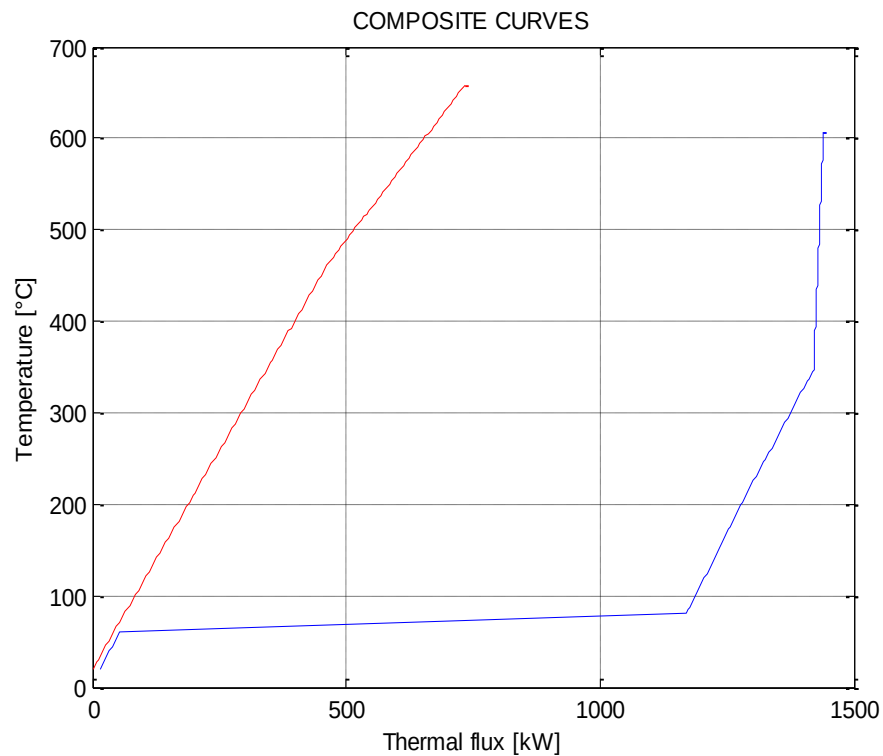


Figura 5.5: Composite Curves

Le due curve (di raffreddamento e di riscaldamento) sono riportate sullo stesso diagramma. La curva che si riferisce al fluido freddo (azzurra) è traslata orizzontalmente fino a quando la minima differenza di temperatura tra due punti con la stessa ascissa non è pari al valore scelto (10°C). Il punto in cui ha luogo la minima differenza di temperatura tra fluido caldo e fluido freddo è definito “Pinch Point”.

Il “Pinch Point” consente di rappresentare il sistema come composto da due parti: al disopra del pinch (più avanti proveremo che così si comporta il nostro caso) il sistema simula un pozzo termico (riceve calore dall'esterno). Al disotto del pinch il sistema si comporta come un serbatoio termico (cede calore all'esterno); il bilancio termico per queste due parti è ottenuto senza scambio termico al pinch point.

Rispetto al fabbisogno minimo, basta con guardare le curve per farsi un'idea di quanto è tanto il fabbisogno minimo di riscaldamento come quello di raffreddamento del sistema.

Fabbisogno Minimo Riscaldamento	0	kW
Fabbisogno Minimo Raffreddamento	Aprox. 650	kW

Tabella 5.6: Fabbisogni Massimi di Riscaldamento e Raffreddamento.

La rappresentazione della rete è fatta utilizzando lo schema riportato in figura 5.6.

La uscita del reformer deve arrivare a la temperatura d'ingresso all'anodo, pari a 461,8°C. Invece il fuel (biogas) e l'acqua devono tutti due partire dal ambiente ed arrivare alla temperatura d'ingresso in reformer. L'aria deve partire dalla temperatura in uscita del compressore (201,7°C) ed arrivare alla temperatura d'ingresso in turbina. L'acqua che va di 60°C a 80°C deve fornire 1100kW al digestore.

La uscita del reformer deve arrivare a la temperatura d'ingresso all'anodo, pari a 461,8°C. Invece il fuel (biogas) e l'acqua devono tutti due partire dal ambiente ed arrivare alla temperatura d'ingresso in reformer. L'aria deve partire dalla temperatura in uscita del compressore (201,7°C) ed arrivare alla temperatura d'ingresso in turbina. L'acqua che va di 60°C a 80°C deve fornire 1100kW al digestore.

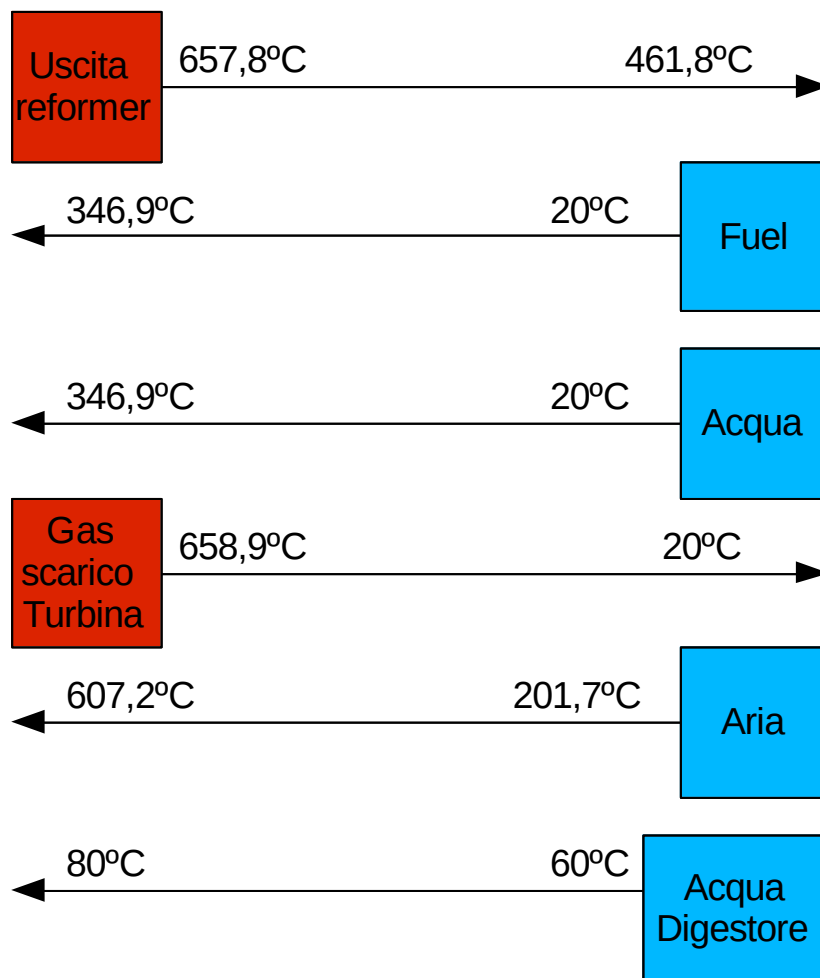


Figura 5.6: Reti di flussi con Temperature

Si è iniziato il tracciamento della rete di scambiatori (figura con un accoppiamento che soddisfa completamente il fabbisogno di uno dei flussi. L'aria si è usata come primo flusso. Questo significa che l'aria è portata fino alla temperatura posta come obiettivo (quella di entrata alla turbina). L'accoppiamento l'aria e il gas di scarico della turbina rende possibile il soddisfacimento dei fabbisogni di entrambi i fluidi portando a questo gas a una temperatura minore a quella che aveva e diminuendo così il possibile impatto ambientale.

Il gas di scarico è dopo raffreddato di nuovo attraverso l'acqua che viene pressa dall'ambiente e deve arrivare a quella d'ingresso in reforming all'uguale che il fuel (biogas); Loro due, dopo mescolati, prendono calore dall'uscita del reformer che deve arrivare alla temperatura di ingresso all'anodo. A questo punto abbiamo il gas uscente della turbina con una temperatura pari a $629,8^{\circ}\text{C}$ avendo la necessità di portarla a una temperatura più bassa. Questo significa 409,5 kW disponibili di calore da fornire, cioè, il calore che usiamo per riscaldare parte dell'impianto anaerobico.

Un digestore, come abbiamo già spiegato, ha un fabbisogno di 450 kW di calore in situazione di guasto e un totale di 1100 kW in pieno funzionamento. Avremo bisogno di una fonte esterna di calore pari a 690,5 kW e risultando una temperatura di scarica in ambiente pari a $35,8^{\circ}\text{C}$, per il gas uscente dalla turbina. Alla fine è questo il fabbisogno minimo di riscaldamento definitivo della rete completa.

Al di sopra del pinch point si può soltanto operare riscaldamento scambiando calore con l'esterno. Questo calore secondo lo studio fatto all'azienda A.C.E.A Pinerolese potrebbe essere ricavato utilizzando una parte del vapor ad alta temperatura che entra nei digestori come parte della materia in ingresso. Lo più effettivo fosse che il calore necessario al processo di digestione venisse fornito dal modello a celle combustibile alimentato con il biogas prodotto dall'impianto stesso; in questo modo l'impianto si autoalimenterebbe e non richiederebbe energia dall'esterno.

In figura 5.8 e 5.9 si confronta il fabbisogno di calore dall'esterno di cui ha bisogno il modello a celle combustibile per riscaldare il digestore, ottenuto dal Pinch Analysis, con il calore che fornisce l'impianto attraverso il biogas in celle, ottenuto dalla simulazione fuori progetto. Il confronto tra questi due calori, nel caso del digestore 2 (450 kW), permette vedere l'indipendenza termica dall'esterno in caso d'ipotesi di guasto.

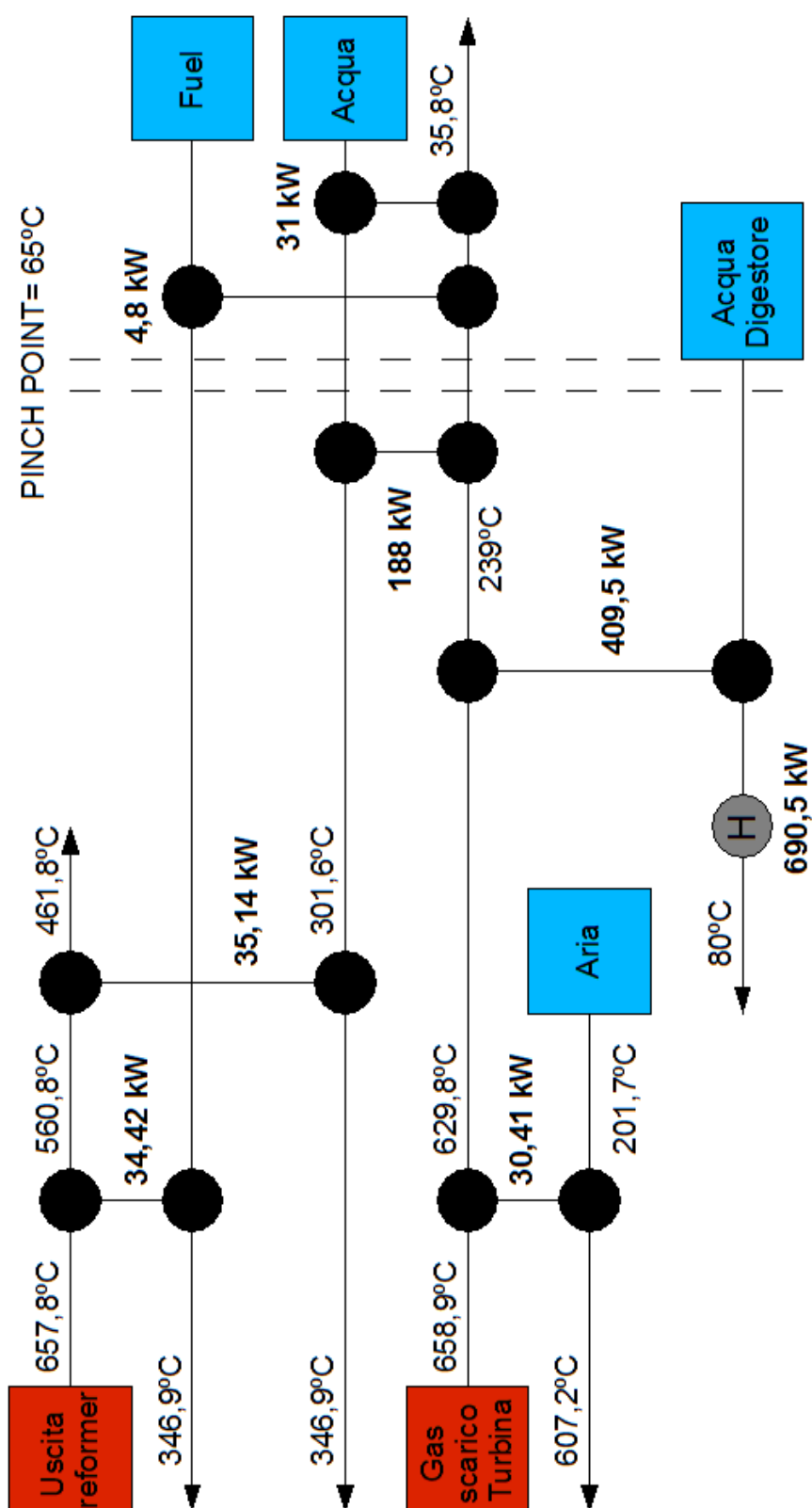


Figura 5.7: Rete con scambiatori di calore

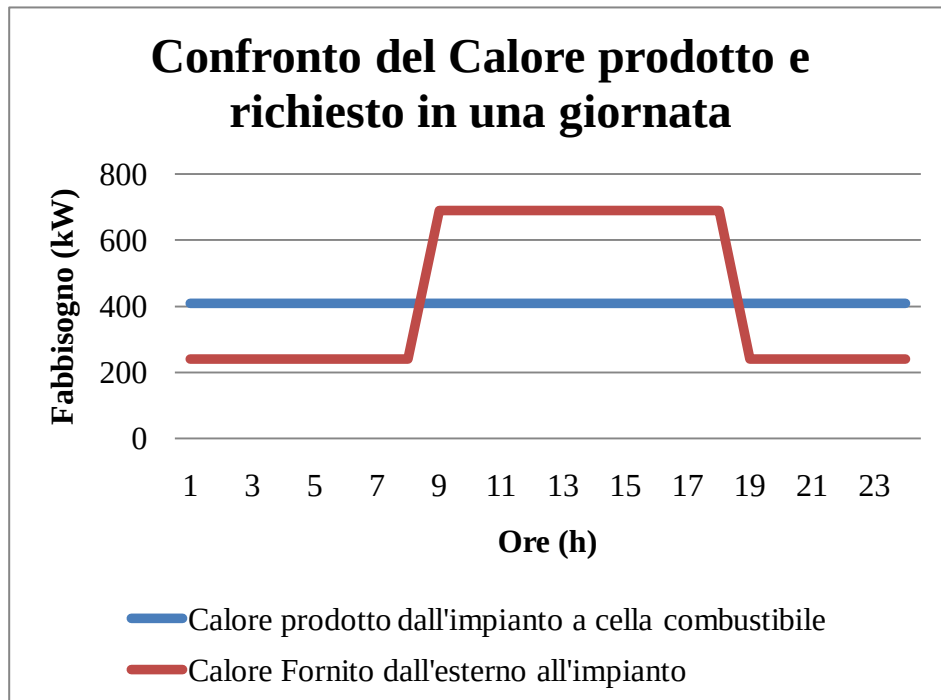


Figura 5.8: Confronto dei Calori prodotti e richiesti dall'impianto a cella combustibile alimentato con biogas prodotto in digestore 1.

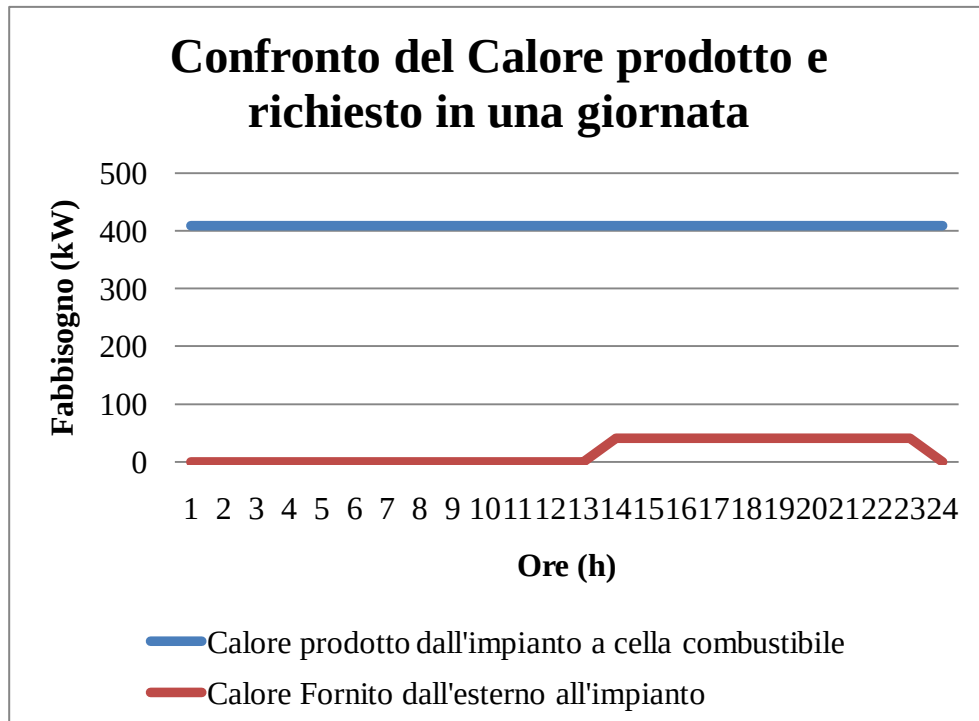


Figura 5.9: Confronto dei Calori prodotti e richiesti dall'impianto a cella combustibile alimentato con biogas prodotto in digestore 2.

RISULTATI

Avere un modello per il sistema di digestione anaerobica, con un errore pari al 4%, significa per ACEA Pinerolese un gran vantaggio. Si può attraverso questa simulazione prevedere la quantità di biogas generata da una certa quantità di rifiuto organico, avendo in considerazione parametri come il tempo di residenza in un digestore, la quantità di materiale da trattare, espressa attraverso uno studio di conservazione di massa, del tipo di materia e dalla temperatura di esercizio ad esempio.

Facendo riferimento al prodotto dei digestori che funzionano nell'azienda; Una parte del biogas (10,74%) non è inviata ai motori per la cogenerazione, poiché questi non sono in grado di sopportare carichi sopra di una certa soglia, com'è stato spiegato nel capitolo I. Esso viene pertanto inviato in torcia, dove è combusto producendo emissioni ma non energia. In conclusione avere un terzo motore ha dei vantaggi, risolta evidente l'ottenimento di una maggior quantità di energia elettrica da mettere nella rete.

Il biogas generato dalla digestione anaerobica ha un potere calorifico alto, in quanto ha una frazione di metano (CH_4) pari a 61% nel caso di studio. Questo significa un aumento nella potenza e il rendimento totale dell'impianto di cogenerazione a turbogas alimentato dalla cella a combustibile.

È stata valutata la possibilità di integrare l'impianto di digestione anaerobica con un impianto di cella a combustibile a sali fusi (MCFC). Di questa maniera si permette di ottenere elettricità direttamente senza che avvenga alcun processo di combustione termica.

Integrare questi due impianti significa fornire un calore addizionale all'impianto per mantenere la temperatura dentro i digestori pari a 65°C . Tra discussioni con gli ingegneri dell'azienda, sono venuti come possibile soluzione il reintegro permanente alla rete della caldaia di integrazione, utilizzata fino adesso soltanto per situazione di emergenza, o trattare la possibilità di lavorare con il generatore di vapore già esistente dentro l'impianto. Anche si considera l'utilizzo di più metano, preso dalla discarica, però sarebbe entrare dentro un discorso che riguarda i benefici fiscali dell'azienda, punto non trattato nella Tesi.

Lo studio si è riferito a dati presi per due situazioni diverse con i digestori, il primo con un fabbisogno termico uguale a 1100kW, mentre l'altro in ipotesi di guasto, con un fabbisogno pari a 450kW, il quale sarebbe coperto in su totalità dall'impianto modello.

L'impianto studiato in questa tesi consuma soltanto la metà del biogas prodotto, quindi l'idea generale sarebbe quella di introdurre 3 di questi impianti alimentati a cella combustibile, in sostituzione degli motori che adesso lavorano nel polo ecologico, sapendo tra'altro che lavorano e generano praticamente gli stesse grandezze, uno di maniera più efficiente.

Rispetto all'analisi effettuata del funzionamento fuori progetto dell'impianto si è dimostrata molto utile, in quanto consente di prevedere il comportamento dei sistemi termodinamici in esso presenti quando questi si trovano nelle reali condizioni di lavoro. Il modello permette descrivere in modo generale le prestazioni e i comportamenti dei diversi sistemi che compongono l'impianto, permettendo di trarre importanti conclusioni su ciò che sarebbe opportuno fare per migliorare la sua gestione.

RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

[1] Fuel Cell Handbook, EG&G Technical Services, Inc., 2004

[2] Simulation of process for electrical energy production based on molten carbonate fuel cells, G. De Simona, F. Parodi, M. Fermeglia, R. Taccani, Science Direct, 2002

[3] A basic model for analysis of molten carbonate fuel cell behavior, Murat Baranak, Husnu Atakul, Science Direct, 2007

[4] Operating characteristics of a reformer for molten carbonate fuel-cell power-generation systems, W. He, Kas Hemmes, Science Direct, 2000

[5] General characteristics of single shaft microturbine set at variable speed operation and its optimization, Wei Wang, Ruixian Cai, Na Zhang, Science Direct, 2004

[6] Analytical part-load performance of single shaft small gas turbine and its cogeneration, N. Zhang, R. Cai, J. Aerospace Power 14 (4) (1999) 382-386

[7] L'umidificazione dell'aria, R.Lazzarin, L.Nalini, Carel, 2004

[8] Biogas specifications and selection of a number of case applications in the Piedmont implementation perspective, Davide Mescia, Bio H2 Power, 2008