

POLITECNICO DI MILANO
FACOLTÀ DI INGEGNERIA INDUSTRIALE
Corso di Laurea specialistica in Ingegneria Energetica



**Biometano per autotrazione:
tecnologie, analisi energetica, analisi economica e
calcolo degli incentivi**

Relatore: Ing. Andrea Casalegno
Correlatore: Ing. Alberto Rota

Tesi di Laurea di:
Marco Frigerio
Mat. 720536

Anno Accademico 2008 - 2009

Indice

Abstract

Capitolo 1: Il “Pacchetto Clima-Energia”.

- 1.1 Il decreto
- 1.2 La situazione italiana
- 1.3 I costi di incentivazione in Italia

Capitolo 2: La quota di FER nel settore dei trasporti

- 2.1 I biocarburanti
- 2.2 Il biometano
 - 2.2.1 Potenzialità produttive
 - 2.2.2 I vantaggi dell'applicazione in autotrazione del biometano
 - 2.2.3 Considerazioni economiche

Capitolo 3: Qualità del biogas e del biometano

- 3.1 Composizione del biogas
- 3.2 Specifiche del biometano per autotrazione

Capitolo 4: Tecnologie di depurazione del biogas

4.1 Rimozione dell'anidride carbonica

- 4.1.1 Assorbimento
- 4.1.2 Adsorbimento
- 4.1.3 Separazione con membrane semipermeabili
- 4.1.4 Condensazione criogenica
- 4.1.5 Conversione chimica con H₂
- 4.1.6 Formazione di carbonati
- 4.1.7 Arricchimento in situ
- 4.1.8 Sistemi misti

4.2 Rimozione dei composti solforati

- 4.2.1 Pretrattamenti del substrato
- 4.2.2 Desolforazione biologica
- 4.2.3 Assorbimento
- 4.2.4 Adsorbimento
- 4.2.5 Reazione con zinco
- 4.2.6 Reazione con alginati
- 4.2.7 Ossidazione diretta

4.3 Rimozione dell'acqua

- 4.3.1 Condensazione
- 4.3.2 Assorbimento
- 4.3.3 Adsorbimento

4.4 Rimozione di ossigeno e azoto

4.5 Rimozione dell'ammoniaca

4.6 Rimozione del particolato solido

4.7 Rimozione dei composti alogenati

4.8 Rimozione dei silossani

4.9 Trattamento dei flussi di scarto

Capitolo 5: Biogas upgrading

- 5.1 Obiettivi del lavoro
- 5.2 Specifiche funzionali dell'impianto
- 5.3 Tipologie di impianti di upgrading
 - 5.3.1 Processo A: Chemisorbimento
 - 5.3.2 Processo B: Assorbimento in acqua con rigenerazione
 - 5.3.3 Processo C: Pressure swing adsorption (PSA)
 - 5.3.4 Processo D: Membrane selettive
 - 5.3.5 Processo E: Separazione criogenica

Capitolo 6: Confronto energetico

- 6.1 Metodologie di confronto
 - 6.1.1 Fabbisogno termico dei digestori
- 6.2 Consumi energetici

Capitolo 7: Analisi economica

- 7.1 Definizione degli impianti a confronto
- 7.2 Valutazione preliminare dell'incentivo
- 7.3 Ricerca dell'incentivo sulla base dell'analisi degli investimenti
 - 7.3.1 Costi d'investimento
 - 7.3.2 Costi operativi
 - 7.3.3 Impostazione delle valutazioni d'investimento
 - 7.3.4 Valutazione dell'investimento per l'impianto di produzione di energia elettrica
 - 7.3.5 Valutazione dell'investimento per l'impianto di produzione di CBG
 - 7.3.6 Valutazione dell'investimento per l'impianto di produzione di CBG con defiscalizzazione del prezzo del combustibile
 - 7.3.7 Ricerca dell'incentivo che rende il VAN_{CBG} superiore del 10% del VAN_{EE}
 - 7.3.8 Ricerca dell'incentivo che rende il $TIR_{CBG} = TIR_{EE}$

7.4 Utilizzo di mais come substrato

Capitolo 8: Conclusioni

Appendice: Fogli di calcolo

Elenco delle figure

Elenco delle tabelle

Abstract

This study focuses on the potential of upgrading biogas to biomethane and his use as a vehicle fuel. Upgrading consists of three phases: cleaning, methane enrichment and compression. After an analysis of the biogas mean composition, several technologies for biogas cleaning are described. Next are presented five possible upgrading plant configurations and an energetic comparison is performed. Finally the economic effects of utilizing compressed biogas are discussed and the economic incentive to promote this technology is determined. An important result is that the expense for provide incentives for 1 MWh of biomethane turns out to be about one-third of that for 1 electric MWh.

Capitolo 1: Il “Pacchetto Clima-Energia”

In questo capitolo si vuole trattare il tema dell’uso di fonti di energia rinnovabile ed in particolare le politiche comunitarie e nazionali volte a stimolarne l’impiego. Si rivolge l’attenzione in particolare sulla recente direttiva europea nota come “Pacchetto Clima-Energia” e sulla situazione italiana riguardo la presenza delle fonti rinnovabili nel mix nazionale di produzione di energia.

Si propone poi un mix produttivo differente da quello attuale, studiato per promuovere le fonti e le tecnologie più efficienti per il raggiungimento degli obiettivi comunitari.

1.1 Il decreto

Il 23 aprile 2009 è stata emanata la direttiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo e del Consiglio mirante a promuovere l’uso di energia prodotta da *Fonti Energetiche Rinnovabili* (FER).

Il “Pacchetto Clima-Energia” è stato accompagnato dallo slogan “Obiettivo 20-20-20” e pone come scopo il raggiungimento del 20 per cento della produzione energetica da fonti rinnovabili, il miglioramento del 20 per cento dell’efficienza

energetica e un taglio del 20 per cento nelle emissioni di anidride carbonica rispetto ai livelli del 2005. Questi traguardi dovrebbero essere raggiunti entro l'anno 2020.

Per quanto concerne le FER e la riduzione delle emissioni di CO₂ sono state emanate direttive con obiettivi vincolanti mentre per l'efficienza energetica non si è avuto alcun intervento, ipotizzando che per raggiungere gli obiettivi indicati dalle altre due direttive i vari governi dovranno inevitabilmente intervenire anche in questo campo.

La direttiva fissa quote di FER differenziate per ciascun Paese dell'Unione.

La quota di rinnovabili assegnata all'Italia è del 17%. Si tratta di un limite minimo da computarsi sugli usi finali lordi e le forme finali di energia (elettricità, combustibili per trazione, combustibili per riscaldamento domestico ecc.); sono quindi trascurate le perdite di trasporto, distribuzione o connesse all'efficienza dell'ultimo processo di utilizzazione.

Per quanto riguarda l'energia primaria associata all'energia elettrica, la Commissione Europea fa riferimento ai dati EUROSTAT basati su un sistema di calcolo analogo a quello proposto dall'*International Energy Agency* (IEA) che può essere così sintetizzato [1]:

En. elettrica prodotta direttamente (non tramite processi termici) o importata:

$$1\text{TWh}_{\text{el}} = 3,6 \text{ PJ}$$

Energia elettrica prodotta da fonte nucleare:

$$1\text{TWh}_{\text{el}} = 10,9 \text{ PJ}$$

Energia elettrica prodotta da fonte geotermica:

$$1\text{TWh}_{\text{el}} = 36 \text{ PJ.}$$

Tab. 1.1: Consumi energetici e quote FER nei maggiori paesi europei[PJ]

	EP lorda	Prod lorda FER	Quota FER	Consumo finale energia	Consumo finale FER	Quota FER	Cons.fin/ EP lorda
Francia	11.538	695	6,02%	6.552	645	9,84%	56,83%
Germania	14.460	699	4,83%	9.125	552	6,05%	63,11%
Italia	7.818	510	6,53%	5.612	305	5,43%	71,78%
Spagna	6.006	364	6,06%	4.067	343	8,44%	67,72%
Regno Unito	9.722	196	2,02%	6.345	104	1,65%	65,26%

Come si può notare dalla tab.1.1, la scelta di fare riferimento ai consumi finali di energia e non all'energia primaria ha effetti non trascurabili. La tabella è stata costruita utilizzando i dati del modello Primes [2] ottenuti con le già citate convenzioni IEA.

Come ovvio i valori di colonna 2, produzione lorda da FER, sono sempre superiori a quelli di colonna 4, consumi finali da FER, poiché i valori della seconda colonna sono al netto delle perdite di trasformazione, in particolare per la quota di rinnovabili con cui si produce energia elettrica; risulta inoltre evidente che tale riduzione è molto diversa da paese a paese.

Confrontando la situazione dei grandi Paesi europei, si nota che l'Italia risente sfavorevolmente della scelta europea di operare sui consumi finali; in termini di energia primaria fossile risparmiata si evidenzerebbe invece che l'Italia presenta la maggior incidenza percentuale di FER tra i Paesi presi in esame. Ciò è imputabile al diverso mix della produzione di energia da rinnovabili: ad esempio nel computo sono sfavorite le tecnologie che producono elettricità da rinnovabili (diffuse in Italia sotto forma di geotermia ad alta entalpia e impianti termoelettrici a biomassa), mentre sono favoriti gli usi termici delle FER (produzione di calore da biomasse e geotermia a bassa temperatura a pompe di calore, tecnologie più sfruttate in altri Paesi europei).

Il punto essenziale del Pacchetto 20-20-20 è quindi l'equiparazione di un bene pregiato quale l'energia elettrica ad un bene energeticamente di minor valore

come il calore, specie se a bassa temperatura. Operando sui consumi finali si va infatti a dare uguale valore all'elettricità e al calore.

È chiaro quindi che in questo contesto si rivela inopportuno investire in produzione termoelettrica da fonte rinnovabile, in quanto verrebbero computati solamente i TWh elettrici prodotti. La stessa quantità di energia primaria rinnovabile utilizzata per produrre calore, non dovendo scontare il rendimento di conversione in elettricità, entrerebbe totalmente nel computo (incidendo quasi per il triplo). Sono quindi da favorire gli usi non termoelettrici delle FER, come l'impiego diretto per produzione di calore o la produzione di biocombustibili per autotrazione.

1.2 La situazione italiana

Appare quindi evidente la necessità di approntare una strategia italiana rivolta a poter conseguire i propri obiettivi, sia per quanto riguarda la percentuale di FER che per le emissioni di CO₂, nel modo più efficace e meno oneroso possibile.

A questo proposito è utile svolgere un'analisi per identificare quali fonti e tecnologie sono in grado di contribuire maggiormente al computo della quota di impiego di fonti rinnovabili a costi sostenibili.

Come fattore di merito per valutare su quali FER investire prioritariamente, lo studio [3] ha scelto l'investimento necessario per realizzare impianti in grado di generare annualmente 1 PJ di energia, senza distinzione tra elettricità e calore. Questa scelta ricalca le implicite indicazioni fornite dal Documento europeo.

Si ordinano quindi le diverse tecnologie rinnovabili in ordine crescente del costo di investimento. Questo termine è parso più significativo del costo per unità di

potenza installata in quanto congloba l'effetto del costo specifico e del fattore di utilizzo annuo. Il fattore di merito (costo d'investimento) è stato calcolato come:

$$I[\text{€}] = P_i[W] \cdot CS \left[\frac{\text{€}}{W} \right]$$

dove P_i si ricava dalla

$$1 \frac{PJ}{\text{anno}} = P_i[W] \cdot FU \left[\frac{\text{ore}}{\text{anno}} \right]$$

I: investimento per impianti che generino $1 \frac{PJ}{\text{anno}}$

P_i : potenza installata

CS: costo specifico d'impianto

FU: fattore di utilizzo medio annuo

I risultati di quest'analisi, basata su dati medi fra quelli reperiti in letteratura, sono riportati nella tabella 1.2. Essi comprendono tutte le tecnologie per fonti rinnovabili considerate significative per il contesto italiano.

La tabella evidenzia come gli investimenti necessari per produrre, su base annua, la stessa quantità di energia siano molto diversi da fonte a fonte: vi sono infatti due ordini di grandezza tra i costi della tecnologia più economica e quelli della più costosa; si nota inoltre che, salvo il caso molto particolare della co-combustione (di biomassa e carbone), le tecnologie più economiche - con l'eccezione del solare - sono le due che producono energia termica: biomasse per produzione di calore e geotermia a bassa temperatura eventualmente assistita da pompa di calore.

Tab 1.2 Costi d'investimento per impianti che generino 1 $\frac{PJ}{anno}$

Fonti energetiche rinnovabili	Fattore di utilizzo (ore/anno)	Costo specifico (euro/W)	Investimento (M€/PJ annuo)
Biomasse per generazione di calore	2.800-8.000	0,20-0,50	17-20
Generazione elettrica per co-combustione	8.000	0,25-0,75	11-34
Geotermia a bassa temperatura per riscaldamento urbano	2.800	0,5-0,7	50-69
Generazione elettrica da biogas da discarica	4.500	1	62
Energia elettrica da fonte geotermica	7.500	2,0-3,0	74-111
Generazione elettrica da biomasse	6.000	2,0-3,5	93-162
Generazione elettrica da biogas da fermentatori	6.000	2,0-5,0	93-231
Generazione elettrica da fonte idraulica	3.500	1,5-4,5	119-357
Gen. elettrica da FORSU	6.500	3,0-5,0	128-213
Solare termico per produzione acqua calda sanitaria	900-1.400	0,7	139-216
Energia elettrica da fonte eolica	2.000	1,5	208
Generazione elettrica da solare fotovoltaico	900-1.400	4,0-6,0	794-1.852

Per fornire un termine di confronto dei costi riportati in tabella con quelli di tecnologie non rinnovabili, ad alto investimento di capitale, si consideri che indicativamente per il carbone si avrebbero valori dell'ordine di 70 M€/PJ/anno) e per il nucleare di 100 M€/PJ/anno) ma con vite medie di impianto significativamente più elevate).

È opportuno soffermare l'attenzione sull'utilizzo di biogas, che sarà oggetto di questo lavoro di Tesi.

I costi della generazione elettrica da biogas sono molto variabili in base alla matrice organica da trattare; peraltro, in caso di utilizzo per generazione termoelettrica, non sempre è corretto attribuire l'intero investimento a questo fine, dato che questi impianti svolgono un'importante funzione di depurazione di reflui o di distruzione di rifiuti che andrebbero comunque trattati.

Sempre al fine di soddisfare in modo economicamente sostenibile gli obiettivi sull'incremento dell'impiego di fonti rinnovabili e sul contenimento delle emissioni di CO₂, appare molto interessante l'utilizzo del biogas come combustibile da trazione in quanto il suo contributo energetico non verrebbe ridotto dal rendimento dell'impianto di conversione. Da considerazioni di questo tipo parte lo stimolo a sviluppare questa Tesi, considerato anche che al momento questa pratica occupa a livello globale una porzione molto scarsa di impiego nel campo delle energie rinnovabili.

Tornando alla situazione italiana, si nota che la necessità di promuovere gli investimenti sulle fonti e le tecnologie individuate come idonee a perseguire gli scopi fissati è in contrasto con le attuali politiche di incentivazione italiane delle energie rinnovabili.

Il sistema di incentivazione vigente in Italia promuove quasi esclusivamente, attraverso il meccanismo del Conto Energia, dei Certificati Verdi e della tariffa omnicomprensiva, fonti rinnovabili che producono energia elettrica. Questi metodi, che hanno contribuito finora a promuovere la diffusione delle energie rinnovabili e a sensibilizzare la cittadinanza sul tema, si rendono ora poco efficienti se si mira a raggiungere gli obiettivi concordati con la Commissione.

Essi discendono da una filosofia iniziata da più di un decennio e riconfermata dal *Position Paper* del 2007 del Governo Italiano [4]. I nuovi obiettivi comunitari, però, mostrano la necessità che i Paesi membri ricalibrino le proprie politiche di incentivazione in favore delle tecnologie più consone a conseguirli in modo meno oneroso.

A titolo esemplificativo la tabella 1.3 riporta i costi incrementali e la produttività annua connessi alla realizzazione degli impianti necessari per raggiungere la potenza installata prevista nel citato *Position Paper* del 2007, secondo lo studio [3]. La valutazione dell'investimento è riferita alle valutazioni IEFÉ [5].

Tabella 1.3: Costi incrementali e produttività annua

Tecnologia	Nuova potenza da installare [MW]	Investimneto unitario [€/W]	Investimento totale [G€]	Energia generata [PJ]
Idraulico ≥ 10 MW	1.080	2,5	2,70	13,6
Idraulico ≤ 10 MW	1.793	3,0	5,38	22,6
Eolico su terra	8.421	1,5	12,63	60,6
Eolico in mare	2.000	2,0	4,00	21,6
Fotovoltaico integrato	7.417	6,0	44,50	32,0
Fotovoltaico in campo	833	5,0	4,17	3,6
Solare termodinamico	1.000	3,0	3,00	10,8
Geotermia tradizionale	288	2,5	0,72	7,3
Geotermia innovativa	300	4,0	1,20	7,6
En. elettr. da biomassa e gas	380	3,0	1,14	8,2
En. elettr. da FORSU	276	4,0	1,1	7,0
En. elettr. da biogas da discarica	286	2,5	0,71	4,6
En. elettr. da biomasse dedicate	354	3,0	1,06	7,6
Onde e maree	800	5,0	4,00	6,0
Totale	25.227		86,3	213,1

Come visibile dalle voci totali, se si seguisse l'impostazione del Position Paper si avrebbe un costo di circa 86 G€ per produrre annualmente circa 213 PJ, solo un terzo di quanto richiesto dalla Direttiva europea al netto dei biocombustibili (come si vedrà successivamente, esiste un vincolo del 10% sulla quota di FER nel settore dei trasporti).

Si può ipotizzare uno scenario alternativo “ideale” in cui ci si prefigge di raggiungere la quota del 17% di FER utilizzando le tecnologie riportate in Tab. 1.2, partendo dalla più economica e passando alla fonte più costosa quando si ritenga che un ulteriore sfruttamento della prima risorsa potrebbe diventare problematico. Va infatti evitata un'eccessiva tensione su un'unica fonte sia per prevenire un indesiderato aumento dei costi della materia prima e per avere la ragionevole sicurezza che la risorsa rimanga disponibile a lungo termine, sia per tener conto che una risorsa può avere un bacino di raccolta limitato. Ad esempio, un'abnorme richiesta di biomasse potrebbe portare ad un irrazionale sfruttamento della risorsa con consumi superiori alle capacità di produzione e con danni alle risorse forestali, oltre che a comportare eccessivi costi di trasporto.

Per soddisfare l’obiettivo sulle FER la produzione annua dovrà essere di 631 PJ: 795 PJ che corrispondono al 17% dei consumi finali meno 164 PJ connessi ai biocombustibili.

Secondo il criterio esposto e al fine di coprire una produzione annua pari almeno a quella necessaria si propone in tabella 1.4 la scelta ottimale del mix produttivo.

I dati di Tab. 1.4 mostrano come sarebbe possibile rispettare gli impegni europei a costi sostenibili; infatti, con un investimento di circa la metà di quello previsto dal *Position Paper* per le sole FER elettriche, si ricaverebbe una quantità tripla di energia raggiungendo l’obiettivo del 17%.

La forbice tra l’investimento minimo e massimo è piuttosto ampia, ma operando con criteri selettivi su base territoriale si pensa sia ragionevolmente possibile mantenere l’investimento complessivo più prossimo ai 35 che non ai 50 miliardi di euro.

Tab. 1.4: Proposta di mix ottimizzato

	Energia annua [PJ]	Investimento [G€]
Biomasse per calore a bassa e media temperatura	380	6,50-7,60
Generazione elettrica per co-combustione	4	0,05-0,14
Pompe di calore per calore a bassa temperatura	125	6,25-8,75
Biogas da discarica per generazione elettrica	4	0,25
Geotermia per generazione elettrica	7	0,52-0,78
Biogas da fermentatori per generazione elettrica	4	0,37-0,93
FORSU per generazione elettrica	15	1,92-3,20
Idroelettrico 10 MW	15	1,78
Solare termico per calore a bassa temperatura	40	5,60-8,75
Eolico per generazione elettrica	40	8,32
Fotovoltaico per generazione elettrica	5	4,00-9,37
Totale	635	35,56-49,87

Si evidenzia che in cima e in fondo alla colonna sono riportati rispettivamente il migliore ed il peggiore investimento possibile secondo il criterio economico adottato. La migliore prestazione è fornita dall’uso termico della biomassa, per

la quale i vantaggi offerti dall'uso termico ne sconsigliano la trasformazione in energia elettrica, la peggiore dal solare fotovoltaico che, quasi paradossalmente, è la tecnologia più incentivata e sulla quale l'opinione pubblica nutre le più ambiziose aspettative.

Nell'ipotesi presentata, quasi l'80% dell'energia è presente sotto forma di calore a bassa e media temperatura. È dunque opportuno verificare se vi è un mercato per questo tipo e questa quantità di energia. Sommando l'attuale richiesta di energia termica per i settori residenziale, terziario (scuole e ospedali inclusi) e industriale si arriva a circa 2000 PJ. Anche se tali assorbimenti dovessero ridursi in virtù di una maggiore efficienza energetica degli edifici, rimane un ampio spazio per collocare i circa 545 PJ di FER: si tratterebbe di sostituire con fonti rinnovabili meno di un terzo dei combustibili fossili attualmente utilizzati per i fabbisogni di riscaldamento.

1.3 I costi di incentivazione in Italia

Si può osservare che nel 2005, sempre secondo Primes, il contributo delle FER ai consumi finali era di 305 PJ (85 TWh); entro il 2020 sarà quindi necessario incrementare di 795 PJ (221 TWh) l'uso finale di energia rinnovabile di cui indicativamente 164 PJ (46 TWh) dovranno però essere costituiti da biocombustibili impiegati nei trasporti che saranno oggetto di successive considerazioni. Tra il 2005 e 2020 il contributo delle rinnovabili, al netto dei biocombustibili, dovrebbe pertanto incrementare di circa 631 PJ (175 TWh).

Se per raggiungere questo risultato si seguissero le indicazioni del *Position Paper* (PP) del governo italiano del 2007 si avrebbero oneri estremamente elevati: secondo una stima di IEFE gli investimenti necessari per realizzare la sola quota di rinnovabili "elettriche" previste dal PP, ammonterebbero a circa 86

miliardi di euro e tale sforzo consentirebbe di produrre indicativamente 213 PJ (59 TWh) di energia da FER e quindi circa un terzo di quanto necessario.

Il pur rilevante investimento non evidenzia però quanto sia realmente onerosa questa scelta soprattutto per gli utenti del sistema elettrico, chiamati a sostenere la gran parte degli incentivi attualmente previsti favore delle FER.

Utilizzando l'identica suddivisione utilizzata da IEFE della nuova potenza da installare per le varie FER si è costruita la tabella 1.5 che propone una stima di massima del costo degli incentivi che verrebbero erogati.

La stima si basa sui valori medi unitari del 2008 per CV e Conto Energia decrementati del 3% ogni 3 anni e la cifra ottenuta è stata applicata all'intera produzione prevedibile nel periodo di validità degli incentivi. Molto probabilmente si tratta quindi di una stima per difetto in quanto quote significative di energia verranno prodotte in presenza di incentivi più elevati.

Tabella 1.5: Stima oneri di incentivazione FER previste dal PP 2007

Tecnologia	Potenza da install. [MW]	Fattore di utilizzo [ore/anno]	Prod. annua [MWh] *10 ⁶	Incent. Unitario [€/MWh]	Costo annuo [M€]	Durata in cent. [anni]	Costo totale [G€]
Idraulico ≥ 10 MW	1080	3500	3,78	76	287	15	4,3
Idraulico ≤ 10 MW	1793	3500	6,28	76	477	15	7,1
Eolico su terra	8421	2000	16,84	76	1279	15	19,2
Eolico in mare	2000	2500	5,0	83	415	15	6,2
Fotovoltaico integrato	7417	1200	8,89	374	3324	20	66,5
Fotovoltaico in campo	833	1200	1,0	309	309	20	6,2
Solare termodinamico	1000	3000	3,0	165	495	25	12,4
Geotermia tradizionale	288	7500	2,16	62	134	15	2,0
Geotermia innovativa	300	7000	2,10	62	130	15	1,9
En. elettr. da biomassa e gas	380	6000	2,28	98	223	15	3,3
En. elettr. da FORSU	276	7000	1,93	83	160	15	2,4
En. elettr. da biogas da discarica	286	4200	1,20	56	67	15	1,0
En. elettr. da biomasse dedicate	354	6000	2,12	125	265	15	4,0
Onde e maree	800	2000	1,60	183	293	15	4,4
TOTALE	25227		58,181				140,9

Per quanto concerne le fonti cui si applicano i CV il calcolo tiene conto dei coefficienti correttivi previsti dalla finanziaria 2008, e per le FER con tariffa onnicomprensiva tale tariffa è stata ridotta di 70 €/MWh assumendo che questo

valore sia ragionevolmente vicino al prezzo medio di vendita dell'energia elettrica.

Va poi ricordato che, oltre ai costi di tabella 1.5, il sistema elettrico dovrà sostenere i residui oneri CIP6, anch'essi dell'ordine dei miliardi di euro, che l'onere suddetto si riferisce ad una quota di FER circa 1/3 del previsto e che quindi al Paese saranno richiesti ulteriori oneri per raggiungere la quota del 17% entro il 2020 (o in alternativa pagare le penali per il mancato rispetto degli impegni assunti). Appare evidente come questa impostazione abbia tutte le premesse per generare costi difficilmente sostenibili.

Anche in merito ai costi di incentivazione può rivelarsi utile proporre uno scenario alternativo per capire di quanto potrebbero variare gli oneri per l'Italia in presenza di un piano di incentivazione differente. In particolare, si vuole mostrare l'ipotesi di uno scenario estremo, che preveda un pesante ridimensionamento dell'impostazione attuale spostandola verso un mix produttivo da fonti rinnovabili di ottimo economico, come quello rappresentato in tabella 1.4 .

La tabella 1.6 riporta la stima dell'onere di investimento e di incentivazione per questa ipotesi alternativa. Essa mostra come, ridimensionando pesantemente lo sviluppo del solare fotovoltaico e di altre FER "elettriche" a favore delle FER "termiche", si potrebbe verosimilmente raggiungere il 17% di rinnovabili sui consumi finali con oneri di investimento dell'ordine dei 40 miliardi di euro, a fronte delle stime IEFE già menzionate di 88 miliardi di euro per solo il 6-7% di rinnovabili.

Si può vedere come anche gli oneri di incentivazione, sotto quest'ipotesi, siano considerevolmente inferiori rispetto a quelli di tabella 1.5, specie se si considera che riguardano una quantità tripla di FER.

Tabella 1.6: Stima oneri di incentivazione FER per ipotesi alternativa

Tecnologia	Produtz. annua [MWh] *10 ⁶	Investimento [G€]	Incentivo unitario [€/MWh]	Durata incentivo [anni]	Costo totale [G€]
Biomasse – Calore a bassa e media T	106	7,00	30	20	63,60
En. Elettr. da co-combustione	1	0,10	50	15	0,75
Geotermia BT a pompe di calore	35	7,50	30	15	15,75
En. elettr. da biogas da discarica	1	0,25	56	15	0,84
En. elettr. da geotermia AT	2	0,65	62	15	1,86
En. elettr. da biogas da fermentatori	1	0,65	98	15	1,47
En. elettr. da FORSU	4	2,55	83	15	4,89
Idroelettrico ≥ 10 MW	4	1,78	76	20	1,78
Solare termico – Calore a bassa T	12	7,17	30	20	7,20
Eolico	8	8,32	76	15	9,07
Solare fotovoltaico	1,4	6,68	360	20	10,08
TOTALE	175,4	42,65			120,07

Per quanto riguarda il calcolo dell’incentivo sulle biomasse termiche, l’incentivo è stato quantificato in 30 €/MWh al fine di portare il costo del combustibile a prezzi inferiori ai 200 €/t e di garantire anche una buona remunerazione per il produttore. In questo modo, ad esempio, si può rendere economicamente competitivo il pellet rispetto al gas naturale per gli usi civili. Nel caso delle pompe di calore il contributo è pensato per coprire il costo dell’energia elettrica consumata.

L’ipotesi proposta dimostra che esistono soluzioni che consentirebbero di rispettare gli impegni europei con oneri di incentivazione e costi di investimento del 60 – 80% inferiori a quelli che si avrebbero applicando il Position Paper del 2007.

Capitolo 2: La quota di FER nel settore dei trasporti

Nel computo delle quote di *Fonti Energetiche Rinnovabili* (FER) assegnate ad ogni paese comunitario dalla Direttiva europea 2009/28/CE sono inclusi i biocarburanti. Essa prevede che ciascuna nazione debba soddisfare con FER almeno il 10% del fabbisogno di energia per tutte le forme di trasporto. Dato l'utilizzo relativamente modesto di energia elettrica in questo settore, è ragionevole ritenere che gran parte di tale fabbisogno sia da soddisfare con l'uso di biocombustibili.

Per quanto riguarda i BC per trazione da impiegarsi in Italia, ancora non esiste una politica condivisa su quale possa essere la miglior soluzione per sostituire indicativamente 162 PJ/anno (45 TWh/anno equivalenti a 3,88 Mtep/anno) di combustibili convenzionali, pari appunto al 10% del consumo italiano complessivo per trazione prevedibile nel 2020. Questo fabbisogno potrebbe ridursi a fronte di un progressivo incremento dell'efficienza energetica dei trasporti, tuttavia esiste il rischio concreto che una così elevata richiesta di BC ponga seri problemi di approvvigionamento.

2.1 I biocarburanti

Fino ad oggi il panorama dei biocarburanti per autotrazione è stato rappresentato dal bioetanolo e dal biodiesel “di prima generazione”. Si tratta di combustibili liquidi, adatti a funzionare rispettivamente in motori Otto e Diesel, prodotti in modo indiretto da coltivazioni energetiche dedicate. In particolare il primo è ottenuto dalla fermentazione alcolica di biomasse zuccherine, il secondo dalla transesterificazione di oli vegetali. Per alcuni anni si è pensato che questi carburanti potessero avere un ruolo determinante nella sostituzione dei prodotti petroliferi nel campo dei trasporti. Con l’analisi energetica del ciclo di produzione ed osservando gli effetti portati dalla diffusione in alcune zone del pianeta di estese coltivazioni energetiche, il mondo scientifico ha iniziato a muovere delle critiche sul largo impiego dei biocombustibili di prima generazione. Numerosi studi internazionali hanno poi confermato e quantificato le perplessità sollevate.

Attualmente è opinione quasi del tutto condivisa nel mondo tecnico scientifico, ma anche in quello economico e politico, che il modello finalizzato a sostituire una porzione apprezzabile di fonte fossile con biocarburanti di prima generazione è da considerarsi fallito per i seguenti motivi:

- Il soddisfacimento dell’obiettivo richiederebbe un’occupazione di terreno agricolo abnorme, tale da presentare seri problemi di approvvigionamento e da causare pesantissime ripercussioni sulla produzione alimentare.
- I paesi industrializzati non dispongono fisicamente di terreno sufficiente da adibire a coltivazioni energetiche che soddisfino una quota significativa dei propri fabbisogni.
- Il fabbisogno idrico, energetico e di fertilizzanti delle colture è molto elevato se confrontato all’effetto utile prodotto.

- Il bilancio energetico del ciclo produzione – trasporto – utilizzo dei biocombustibili è spesso sfavorevole e può arrivare ad essere negativo.
- L'espansione della monocoltura in zone non agricole è stimolo al diboscamento delle aree forestali.
- L'impatto ambientale e la valutazione in termini di gas serra dell'intero ciclo di vita di un biocombustibile non è sufficientemente inferiore a quello connesso all'uso di petrolio da giustificare l'uso.

Esistono numerosi studi, non tutti concordi tra loro, che valutano la sostenibilità di biocombustibili prodotti da diversi tipi di colture. L'analisi più immediata che si può effettuare a tale scopo è quella dell'indice EROEI (*Energy Returned On Energy Invested*), noto anche come indice R (moltiplicatore energetico). Esso è definito come:

$$R = \frac{\text{Energia resa}}{\text{Energia fossile utilizzata}}$$

Dove si considera resa l'energia contenuta nel combustibile ottenuto mentre l'energia utilizzata comprende la fase agricola, la fase di trasporto e la fase di sintesi.

Questo indice è segnale della sostenibilità del processo: il processo è tanto più conveniente quanto più R è maggiore di 1.

L'indice R ha valori per i biodiesel da semi tra 2 e 3, per il bioetanolo da canna da zucchero di 0,8 – 1,7 e per quello da mais di 0,7 – 1,8 [6].

Questo indicatore risente fortemente delle condizioni territoriali e climatiche, ad esempio il bioetanolo da canna da zucchero in Brasile presenta un R di 6 ÷ 7, in Europa secondo le stime si assesterebbe attorno a 1.

In genere, inoltre, ad alti R corrispondono basse produttività [l/ha] e viceversa. Questo aspetto è ben evidenziato nella figura 2.1.

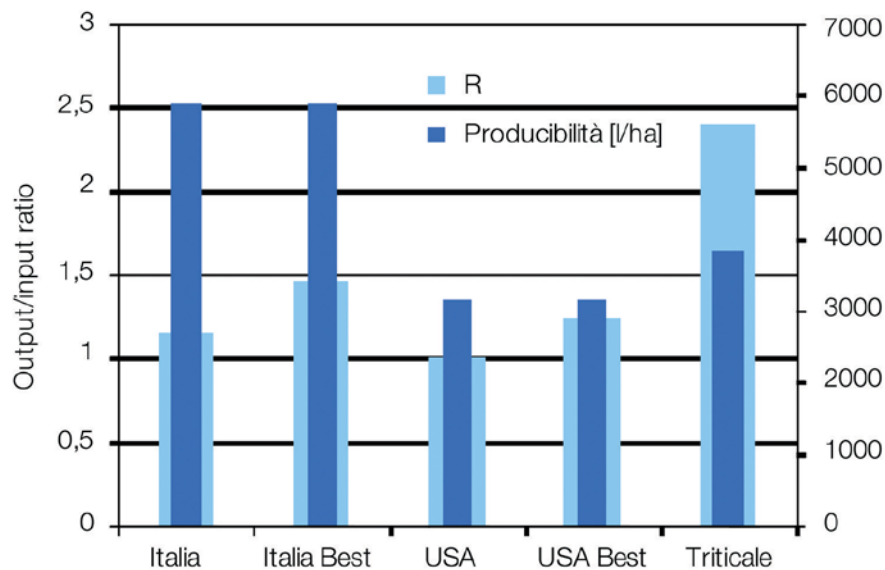


Fig. 2.1 Esempi di producibilità e rapporto R per bioetanolo [9]

Biocarburanti di seconda generazione

Tramontate le speranze nei biocombustibili tradizionali, i recenti sviluppi nel settore hanno portato a studiare nuovi biocombustibili, che non siano caratterizzati dai problemi dei primi. Tra quelli che destano maggiore attenzione si può citare il bioetanolo ottenuto forzando con enzimi la fermentazione della cellulosa che, essendo molto più stabile delle biomasse zuccherine, altrimenti non si convertirebbe. Un'altra tecnologia prevede di produrre biodiesel da microalghe, che possono essere coltivate con produttività molto elevate. Una filiera alternativa è la produzione di combustibili liquidi a partire da biomasse (processi BTL: *Biomass to liquid*) operandone la gassificazione e la conversione tramite processi di tipo Fischer-Tropsch. Si tratta però di una catena di processi attuabile convenientemente solo su impianti molto grandi, e l'impiego di biomasse darebbe problemi di approvvigionamento per via delle dimensioni del bacino di raccolta necessario.

La direttiva 2009/28/CE sostiene che “L'obiettivo per i biocarburanti è opportuno, a condizione che la produzione sia sostenibile, che i biocarburanti di

seconda generazione vengano resi disponibili sul mercato” e che le norme sulla qualità dei combustibili vengano rispettate. Per queste ragioni la stessa direttiva, come risulta dagli articoli 17 e 18 e dall'allegato V, pone varie condizioni affinché un BC sia considerato ammissibile.

Oltre ad escludere la possibilità di produrre BC coltivando terreni di particolare interesse naturalistico, affinché un BC possa entrare nel computo della quota del 10%, è necessario che garantisca una riduzione di CO₂ di almeno il 35%; le modalità con cui calcolare tale riduzione sono indicate all'articolo 19 della direttiva. Tale riduzione dovrà però diventare del 50% nel 2017 e dal 2018 salire al 60% per i BC prodotti in impianti di nuova costruzione. Questi vincoli spiegano il grande interesse sia nei confronti di nuove colture energetiche, come quelle algali per la produzione di biodiesel, sia in relazione alla messa a punto di processi che consentano di produrre BC da sostanze lignee.

2.2 Il Biometano

Già ora sono disponibili e mature tecnologie per trattare materiale agricolo, deiezioni liquide nonché altri rifiuti organici (per esempio FORSU, frazione organica dei rifiuti solidi urbani, fanghi di depurazione) con produzione diretta di un biocombustibile: gli impianti di digestione anaerobica che, grazie ad un processo biochimico, degradano le sostanze organiche formando biogas (miscela di metano e anidride carbonica, con concentrazioni di CH₄ dell'ordine del 60%). La digestione anaerobica offre notevoli vantaggi ambientali, presentando, tra l'altro, rapporti tra energia prodotta e consumata (R) per l'intero ciclo produttivo assai elevati [7] e genera un combustibile che non solo può essere efficacemente utilizzato nella produzione di calore e di elettricità, ma anche come biocarburante. A motivo della loro struttura necessariamente distribuita, gli

impianti di biogas potrebbero contribuire in misura notevole allo sviluppo di una mobilità basata sui biocarburanti senza la necessità di ricorrere alla movimentazione di enormi quantità di materie prime ed alla distribuzione del prodotto finale. Oltre che negli appositi digestori, il biogas viene prodotto anche dalle discariche di RSU. I gas prodotti dalla fermentazione possono essere efficacemente captati ed inviati al sistema di trattamento.

2.2.1 Potenzialità produttive

La direttiva stabilisce che l'energia associata ai BC ottenuti da rifiuti, al solo fine del rispetto della quota del 10% di FER nei trasporti, sia computata il doppio. La quota risparmiata sui BC dovrà quindi essere compensata con altre rinnovabili, ma è del tutto evidente che, per esempio, ottenere 1 kWh termico da legna da ardere sia molto meno costoso che ricavarlo producendo BC.

Risulta quindi interessante valutare quanto biogas e, soprattutto, quanto biometano ad esso associato sarebbe producibile con rifiuti fermentescibili disponibili in Italia. Nella tabella 1.7 è riportata una stima delle produzioni potenziali di biometano a livello italiano, a partire da rifiuti e prodotti di scarto. Un ulteriore, rilevante incremento di questi valori consegue all'utilizzo di colture energetiche in alimento al digestore, situazione che trova già oggi ampia applicazione negli impianti del nord Italia.

Sono poi indicate, in milioni di tonnellate (Mt), le stime delle quantità di alcuni rifiuti fermentabili presenti in Italia.

Lo studio scaturisce da una rielaborazione dei dati [8] da parte di [9].

Per stimare le quantità di biometano che si potrebbero ottenere si è utilizzato un valore medio prudenziale di produzione specifica di CH₄ per tonnellata di sostanza volatile alimentata, in ragione del livello di degradazione ottenibile.

Nelle condizioni migliori o per substrati particolari si possono raggiungere produttività specifiche del 20% circa superiori a quelle indicate.

Tabella 2.1 Quantitativi di substrati annualmente disponibili in Italia e relative produzioni potenziali di biometano ed energia

SUBSTRATO	Mtrq	Mtsr	Mtsv	Nm ³ CH ₄ /t SV	MNm ³ CH ₄ TOT	TWh
FORSU	2,9	0,58	0,40	263	105,2	1,03
Deiezioni bovine	23 – 83	3 – 10	2,3 – 8,5	210	483 – 1785	4,7 – 17,5
Fanghi di depurazione		3,6	2,5	263	658	6,5
Deiezioni suine	16 – 41	1,6 – 4,1	1,2 – 3,0	263	316 – 789	3,1 – 7,9
Deiezioni avicole	7,7 – 9,2	1,7 – 2,2	1,2 – 1,5	263	315 – 394	3,1 – 3,9
Totale						17,9 – 28,4

Legenda: TQ: Tal quale; ST: Solidi Totali; SV: Solidi Volatili.

Come evidenzia la tabella, per alcuni substrati vi sono grandi incertezze dovute anche a diverse valutazioni sulla recuperabilità di alcuni rifiuti, per esempio deiezioni di allevamenti di dimensioni troppo piccole o eccessivamente isolati.

Prudenzialmente, per la presente valutazione, si può fare riferimento al valore minimo di energia ricavabile arrotondandolo per difetto a 15 TWh, corrispondenti a 54 PJ.

Dato che per quanto concerne la quota di BC questo valore verrebbe raddoppiato, il biometano ottenibile dal biogas prodotto da rifiuti potrebbe quindi coprire il 66% del fabbisogno italiano di BC al 2020 prima valutato. Per quanto concerne il contributo del biometano da rifiuti al raggiungimento del 17% di FER sui consumi finali lordi richiesto all'Italia dalla stessa direttiva, (indicativamente ulteriori 774 PJ (215 TWh) in aggiunta ai circa 305 PJ (85 TWh) già disponibili nel 2005) questo sarebbe del 7%. Per evidenziare quanto sia rilevante questo apporto, si consideri che se la stessa quantità di gas fosse impiegata per produrre energia elettrica il suo contributo alla quota di FER non sarebbe superiore al 2,8%.

2.2.2 I vantaggi dell'applicazione in autotrazione del biometano

L'uso di biometano per la trazione è caratterizzato da una molteplicità di aspetti favorevoli, molti dei quali già intuibili dalle considerazioni appena esposte.

In primo luogo, un forte vantaggio nel raffronto con gli altri biocombustibili è dato dal fatto che alla produzione di biometano è destinato il sottoprodotto di altre attività (allevamento, agricoltura e produzione alimentare in genere, depurazione reflui fognari, smaltimento FORSU...). In questo modo c'è un effetto sinergico tra la produzione di energia e la distruzione di rifiuti, che altrimenti sarebbe comunque da effettuare. L'aspetto energetico riveste così un ruolo complementare a quello ambientale.

Ma anche volendo considerare l'eventualità della produzione di biometano da coltivazioni dedicate si può apprezzare un netto vantaggio rispetto agli altri biocombustibili. A questo proposito, il lavoro dell'Agenzia governativa tedesca sui prodotti da biomassa, la Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, ha messo a confronto [10] la resa in chilometri per ettaro dei vari combustibili di origine agricola. I risultati sottolineano l'inefficienza relativa di biodiesel ed etanolo. Se i chilometri per ettaro percorsi con un'auto alimentata a biodiesel da colza sono 23.300, e per il bioetanolo 22.400, un ettaro di coltura energetica fatta fermentare per ricavarne biometano permette di percorrere ben 67.700 km, cioè circa il triplo.

In altri termini, il biometano offre un'efficienza ben maggiore rispetto agli altri carburanti rinnovabili: se da un ettaro di coltura energetica si ricaverebbero circa 14 kWh trasformandola in biodiesel, facendo biometano con lo stesso ettaro i kWh ottenuti sarebbero 59.

Per quanto riguarda le emissioni dirette di CO₂, nei veicoli a biometano sono ridotte di circa il 21% rispetto ai veicoli a benzina e di circa l'11% rispetto ai quelli a gasolio. È usuale considerare neutro il bilancio di CO₂ (emissioni

indirette) di un combustibile derivato dalla biomassa. Inoltre per un combustibile prodotto dalla digestione anaerobica di rifiuti (inclusi scarti agricoli, deiezioni animali...) è opportuno aggiungere una considerazione: se il substrato (il materiale fermentabile caricato) non fosse utilizzato nel digestore ma venisse impiegato in altro modo o abbandonato in ambiente si degraderebbe producendo comunque gas climalteranti, peraltro senza che a questa emissione sia associato un effetto utile come la produzione di energia.

Per quanto concerne le emissioni di inquinanti di un veicolo a biometano, esse ricalcano quelle dei comuni veicoli alimentati a gas naturale. Dal punto di vista fisico, infatti, i due combustibili sono identici. In particolare le emissioni di ossidi d'azoto sono quelle tipiche dei motori a ciclo Otto, generalmente di un ordine di grandezza inferiori rispetto ai motori Diesel, in particolare sono molto più basse per un Otto le emissioni di NO₂, che è precursore di ozono.

Riguardo alle emissioni di idrocarburi incombusti, queste sono in media su valori uguali fra motori a benzina e a metano; per quanto concerne gli idrocarburi non metaniferi (NMHC), che sono direttamente collegati alla formazione dell'ozono, le auto a metano registrano le emissioni più ridotte. Praticamente assenti le emissioni di particolato.

Per quanto riguarda la diffusione della tecnologia, l'Italia vanta la più alta concentrazione mondiale di veicoli a gas naturale, che potrebbero già funzionare a biometano senza la necessità di alcuna modifica al sistema di alimentazione.

2.2.3 Considerazioni economiche

Per poter sfruttare appieno il biometano come risorsa utile a contribuire efficacemente a coprire una buona quota di FER nel settore dei trasporti è bene che sia prodotto da rifiuti, in modo che l'energia associata sia computata il doppio. Affinché il biometano possa essere considerato totalmente BC da rifiuto

è però necessario che esso possa essere distribuito in loco o comunque a distanze modeste dai fermentatori. Questo vincolo comporterà sicuramente alcuni problemi logistici ma almeno in Italia settentrionale, dove i centri abitati sono numerosi e distribuiti, si ritiene che un pieno conveniente garantirà una buona clientela ai gestori dei distributori.

Risulta però necessario verificare se, almeno in prima approssimazione, l'ipotesi di destinare il biometano a combustibile per trazione sia interessante anche in termini economici e non solo energetici. Bisogna quindi eseguire un confronto schematico tra i ricavi che potrebbero essere generati da un fermentatore nel caso in cui si producesse energia elettrica e quelli derivanti dalla vendita di biometano portato ad un livello di purezza tale da essere compatibile con l'utilizzo in un'autovettura.

Per questo confronto faremo riferimento ad un fermentatore di media taglia, idoneo ad alimentare un generatore elettrico da 500 kW_{el} netti con un rendimento del 38%. I costi per un impianto di questo tipo [9], realizzato a regola d'arte, possono essere stimati in 1.500 k€ di cui indicativamente 950 k€ attribuibili all'impianto di fermentazione e 550 k€ al sistema di generazione ed i relativi impianti elettrici. Per un impianto di questo tipo si può assumere un fattore di utilizzo di 6.000 h/anno con una produzione complessiva di energia elettrica pari a 3 GWh/anno. Trattandosi di un impianto di taglia inferiore a 1 MW, se i rifiuti trattati fossero prodotti localmente o comunque in zone limitrofe, l'energia prodotta potrebbe essere remunerata in base al sistema di incentivazione vigente con tariffa omnicomprensiva di 280 €/MWh. Il ricavo lordo sarebbe quindi pari a 840 k€/anno.

Per garantire l'erogazione di una potenza di 500 kW_{el} per 6.000 ore annue equivalenti con un rendimento netto del 38% il fermentatore deve produrre annualmente 792.000 Nm³ di biometano, indicativamente 1.400.000 Nm³ di biogas.

Per rendere il biogas idoneo all'utilizzo automobilistico è indispensabile la fase di **upgrading**. Essa consiste nell'arricchimento in metano tramite la rimozione di vapor d'acqua e CO₂ e nella depurazione di composti estranei presenti in tracce, quali acido solfidrico, ammoniacca, silossani (composti organici contenenti silicio), e dei solidi in sospensione. È contestualmente necessaria la fase di **compressione** del gas, che deve essere reso disponibile ad una pressione di almeno 220 bar. Le tecnologie per effettuare queste operazioni saranno oggetto dei capitoli successivi di questa Tesi.

Si può anticipare che i costi per operare questa depurazione spinta possono variare di molto a seconda della catena di processi adottati. Per effettuare una stima preliminare dei costi, però, ci si può riferire alle realizzazioni già esistenti. Diversi impianti di questo tipo, con potenzialità comprese tra le decine e le migliaia di metri cubi/ora di biogas alimentato sono presenti in Svezia, così come in Germania, Francia, Spagna, Svizzera ed altri Paesi.

In Svezia dal 2001 al 2008 con il programma Biogas Väst, coordinato dalla azienda pubblica Business Region Göteborg, è stato realizzato un "biogas cluster" che comprendeva tutti gli attori della filiera: produzione del substrato, digestione anaerobica, biogas upgrading, distribuzione e rifornimento biometano, autoveicoli.

In base allo studio IEA [11], si può valutare che un impianto di purificazione del biogas in grado di trattare circa 160 Nm³/h abbia un costo di 650 k€ e quindi i costi di investimento complessivi per produrre biometano con qualità compatibile con la trazione risultino superiori del 7% a quelli richiesti per la produzione di energia elettrica: 1.600 k€ contro 1.500 k€

Grossolanamente, ipotizzando che i costi di gestione dell'impianto per generazione elettrica e per la produzione di BC siano uguali, si può ipotizzare che - per rendere conveniente la produzione di biometano per autotrazione nei

confronti della produzione di elettricità - i ricavi da vendita di biometano per trazione dovranno almeno essere dell'ordine del 10% superiori ai ricavi elettrici e quindi pari a 924 k€/anno; il ricavo unitario dovrebbe essere quindi di 1,17 €/Nm³.

Il prezzo del biometano che renderebbe competitiva la produzione di BC rispetto alla generazione elettrica è indubbiamente elevato, circa 2 volte l'attuale prezzo del gas naturale per trazione; vi è però da considerare che la tariffa omnicomprensiva garantita all'energia elettrica prodotta da biogas è circa il quadruplo del prezzo medio dell'energia elettrica commercializzata in borsa e superiore anche al prezzo medio del kWh pagato dall'utente finale.

Il confronto più interessante è però quello tra il costo degli incentivi già in essere nel caso dell'energia elettrica e quelli che si auspica dovrebbero essere attribuiti anche al biometano da autotrazione per stimolarne l'impiego (attualmente in Italia non ne sono disposti).

Nel caso dell'elettricità l'incentivo è valutabile in circa 20-21 €/MWh_{el}. Considerando che 1 Nm³ di biometano ha un contenuto energetico di circa 10 kWh_{th}, per pareggiare il contributo garantito alla produzione di energia elettrica, il biometano per trazione dovrebbe ricevere un sostegno dell'ordine di 2 €/Nm³. In tal modo l'energia rinnovabile per usi finali nei due casi beneficerebbe del medesimo incentivo.

Tuttavia si è valutato che la redditività di un impianto per la produzione da biometano per trazione è garantita da un ricavo unitario di 1,17 €/Nm³. Il BC potrebbe quindi essere reso competitivo con oneri di incentivazione inferiori al 50% rispetto a quelli richiesti dall'energia elettrica, fornendo un contributo in termini di energia finale da fonti rinnovabili quasi tre volte superiore a quello che la stessa quantità di biogas fornirebbe se fosse impiegata per produrre energia elettrica.

Capitolo 3: Qualità del biogas e del biometano

In questo capitolo si tratta la composizione media del biogas prodotto da fermentatori con vari substrati o da discarica, analizzandone i vari componenti. Successivamente si riportano le specifiche di qualità sul biometano per autotrazione esistenti in alcuni paesi europei.

3.1 Composizione del biogas

Come già trattato, il biogas può essere ottenuto da diversi processi produttivi. La digestione anaerobica può avvenire in modo controllato in appositi digestori o in modo incontrollato nelle discariche di rifiuti solidi urbani. In questo ultimo caso, i rifiuti sono confinati da barriere terrose e da protezioni aggiuntive realizzate con fogli di PVC. Il confinamento garantito non può essere totale ma risulta sufficiente a permettere le reazioni di degradazione microbica della materia organica contenuta. La formazione di gas in questo ambiente confinato dà luogo ad un aumento di pressione. Vengono previsti dei canali di captazione del biogas per convogliarlo all'esterno della discarica in modo da mantenere stabile la

disposizione degli apparati di contenimento. Il gas ottenuto è una miscela di metano e anidride carbonica, ma è contaminato da una moltitudine di sostanze considerate inquinanti per le applicazioni del biogas.

La digestione anaerobica controllata si fa avvenire in opportune strutture progettate per massimizzare la produzione di metano dal materiale alimentato (substrato). Questi digestori sono realizzati in modo da favorire la fermentazione delle componenti fermentescibili di varie sostanze organiche in condizioni di anaerobiosi (assenza di aria). Affinché il processo abbia luogo è necessario che si verifichino le condizioni di vita e di accrescimento delle colonie di diversi tipi di microrganismi che trasformano il materiale organico in composti intermedi (idrogeno, acido acetico, anidride carbonica), utilizzati poi dai microrganismi metanigeni che concludono il processo formando metano.

Esistono digestori dedicati al trattamento di diversi substrati: i materiali che si possono trattare in questi processi possono essere, ad esempio: sottoprodotti dell'industria agricola e dell'allevamento (deiezioni animali, granaglia di scarto...), fanghi di depurazione di reflui fognari, scarti dell'industria alimentare, frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU).

A seconda della tecnologia produttiva e del substrato utilizzato il biogas può presentare composizioni sensibilmente differenti. Riguardo la composizione macroscopica del gas, nel caso di produzione da discarica si ha generalmente un contenuto di metano molto inferiore rispetto a quello ottenibile da digestione anaerobica controllata. I valori medi sono rispettivamente del 45% e del 63% in volume [12]. Inoltre gli impianti di digestione anaerobica forniscono gas saturo di vapore acqueo.

Anche per quanto concerne la presenza degli altri componenti si ha una forte variabilità delle concentrazioni.

Si riporta un dettaglio di tutte le sostanze che sono presenti o che possono essere presenti nei biogas [12] [18] [22].

Metano: è il componente desiderato del biogas, ottenuto dalle reazioni di metanogenesi. Esse lo producono a partire dall'acido acetico o dall'idrogeno, liberati a loro volta dalla fermentazione di carboidrati, proteine e lipidi contenuti nel substrato, passando per composti intermedi quali monosaccaridi, amminoacidi ed acidi grassi a catena lunga. Il metano è presente nel biogas in quantità variabile dal 30 al 70%_{vol}, dipendentemente da molti fattori. Il valore minimo presentato si può avere in caso di discariche con infiltrazione di aria mentre i valori più alti si hanno per i migliori digestori caricati con substrati prevalentemente lipidici o ricchi in etanolo. In caso di digestione anaerobica controllata la produzione di metano dipende fortemente da molti parametri operativi, come la temperatura nel digestore o il pH, oltre che dalla qualità del substrato, dalla sua movimentazione e dal contenuto d'acqua. È comune effettuare dei pretrattamenti di tipo fisico e chimico del substrato per renderlo adatto a soddisfare le specifiche di progetto del digestore, volte a massimizzare la produzione di metano.

Anidride carbonica: è uno dei prodotti principali della fermentazione anaerobica, prodotta nelle fasi di acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi. Un biogas ne può contenere dal 15 al 50%_{vol}. In molte applicazioni l'anidride carbonica non è una componente indesiderata, ad esempio se il biogas viene utilizzato sul posto per produrre calore è sufficiente adottare un apparato di combustione adatto a combustibili a passo potere calorifico.

Nella maggior parte dei casi, in cui è necessario trasportare il gas e utilizzarlo per altre applicazioni, come l'immissione nella rete del gas naturale o l'uso in autotrazione, occorre separare l'anidride carbonica dal combustibile.

Acqua: i digestori forniscono biogas saturo di vapore acqueo. L'acqua proviene direttamente dal substrato, che deve essere caricato nelle opportune condizioni di fluidità.

Ossigeno: l'ossigeno molecolare può essere presente in forma residuale soprattutto nel biogas da discarica (mediamente l'1%_{vol}), per infiltrazione di aria dovuta ad incompleto confinamento o perché contenuto nei rifiuti in sacche d'aria per imperfetto compattamento. Normalmente l'ossigeno presente si consuma partecipando a reazioni ossidative; per tempi di residenza insufficienti, però, permane in minima parte nel biogas. Nel gas da digestori solitamente è pressoché assente, può essere presente se sono adottati metodi di desolfurazione biologica che prevedono l'immissione di aria nella camera di digestione.

Azoto: l'azoto molecolare si trova nel biogas, soprattutto da discarica, per meccanismi analoghi a quelli che motivano la presenza di ossigeno. A differenza di questo, però, non partecipando alle reazioni non si consuma. Per tale ragione è presente in percentuali superiori (mediamente il 15% in volume).

Idrogeno: l'idrogeno molecolare è sviluppato come sottoprodotto delle fasi di acidogenesi e acetogenesi, è presente in tracce in quanto viene consumato da altre fasi del processo; si trova in dosi maggiori nei biogas da discarica.

Composti solforati: sono presenti nel biogas sottoforma di solfuri, disolfuri e mercaptani; l'atmosfera riducente dei digestori fa sì che lo zolfo sia presente principalmente in forma di idrogeno solforato. La produzione di H₂S è imputabile alla riduzione di solfati presenti nel substrato da parte di microrganismi. Si forma per decomposizione batterica di proteine contenenti zolfo. I valori massimi di H₂S riscontrabili possono arrivare a 10000 ppm (1%) nei biogas da digestione e a 500 ppm nei gas da discarica. Le concentrazioni sono strettamente connesse alle composizioni dei substrati. Mediamente, comunque, si attendono valori di circa un ordine di grandezza inferiori a quelli

massimi sopra citati. È un composto dannoso per l'ambiente e per moltissime applicazioni tecniche, in quanto estremamente corrosivo.

Ammoniaca: si forma come sottoprodotto delle reazioni di acidogenesi nel digestore. Si ritrova nel biogas in concentrazioni generalmente inferiori alle 100 ppm; nei gas da discarica è presente in tracce. In concentrazioni elevate è dannosa in molte applicazioni tecniche.

Composti alogenati: nei biogas si manifestano soprattutto sotto forma di molecole contenenti cloro o fluoro, come tetracloruro di carbonio, clorobenzene, cloroformio, trifluorometano. Sono presenti soprattutto nei gas da discarica come risultato della volatilizzazione dei RSU, raramente nei gas da digestori. La combustione di questi composti causa l'emissione di diossine e furani, microinquinanti di elevato impatto ambientale. Il cloro totale è riscontrabile nei biogas da discarica in quantità di circa $20 \div 200 \text{ mg/Nm}^3$, nei gas da digestori anaerobici è invece quasi assente ($0 \div 5 \text{ mg/Nm}^3$).

Silossani: sono composti organici volatili contenenti silicio e ossigeno. Si trovano in concentrazioni maggiori nei biogas da digestione anaerobica di reflui fognari, a causa dello scarico urbano di composti del silicio contenuti in origine in vari detergenti e cosmetici. I biogas da digestione di reflui della depurazione fognaria mostrano picchi di concentrazione di 400 mg/Nm^3 , nella produzione di biogas da altri substrati (da agricoltura, allevamento) si evidenziano invece tenori inferiori, dell'ordine di $30 \div 50 \text{ mg/Nm}^3$. Uno studio tedesco [13] mette in evidenza che solo 2 tipi di silossani ciclici sono presenti in misura significativa nei biogas: si tratta delle molecole octamethylcyclotetrasiloxane (D4) e decamethylcyclopentasiloxane (D5).

Solidi: ogni sistema di digestione anaerobica fornisce biogas con in sospensione particolato solido anche di grossa pezzatura (fino a ordini di grandezza del mm),

inoltre il flusso di biogas può essere interessato dalla formazione e dal trascinarsi di schiume.

La tabella 3.1 [12] riporta la composizione di tipici biogas da discarica e da fermentatore confrontata con quella di due tipi di gas naturale. Vengono riportati inoltre densità, potere calorifico inferiore e numero di metano. Quest'ultimo rappresenta il potere antidetonante del combustibile ed è definito attribuendo valore 100 al metano e 0 all'idrogeno molecolare.

Tab. 3.1 Composizioni biogas e gas naturale

	U.d.m.	Biogas da discarica	Biogas da digestori	GN (Mare del nord)	GN (Olanda)
Potere calorifico inf.	MJ/Nm ³	16	23	40	31.6
	kWh/Nm ³	4.4	6.5	11	8.8
	MJ/kg	12.3	20.2	47	38
Densità	kg/Nm ³	1.3	1.2	0.84	0.8
Numero di metano	-	>130	>135	70	-
Metano (CH ₄)	%vol	45 (30-65)	63 (53-70)	87 (-)	81 (-)
Idrocarburi più pesanti	%vol	0	0	12	3.5
Idrogeno (H ₂)	%vol	0-3	0	0	-
Monossido di carbonio (CO)	%vol	0	0	0	0
Anidride carbonica (CO ₂)	%vol	40 (15-50)	47 (30-50)	1.2 (-)	1 (-)
Azoto (N ₂)	%vol	15 (5-40)	0.2 (-)	0.3 (-)	14 (-)
Ossigeno (O ₂)	%vol	1 (0-5)	0 (-)	0 (-)	0 (-)
Idrogeno solforato (H ₂ S)	ppm	<100 (0-500)	<1000 (0-10 ⁴)	1.5 (1-2)	-
Ammoniaca (NH ₃)	ppm	5	<100	0	-
Cloro totale (come Cl)	mg/Nm ³	20-200	0-5	0	-

Una fonte alternativa [18] riporta una differente sintesi delle possibili composizioni del biogas e delle loro variabilità, sempre confrontandole con il gas naturale (tabella 3.2).

In questa tabella si possono trovare anche dati ulteriori, come le concentrazioni di silossani, idrocarburi, CFC ed altre sostanze.

Tra le due tabelle si notano alcune incongruenze sulle concentrazioni, in particolare per l'idrogeno. In ogni caso la definizione della composizione tipica del biogas, (cap. 5) sarà effettuata con criterio cautelativo.

Tab. 3.2 Composizioni biogas e gas naturale (2)

			GN gr. H GUS	GN gruppo H M. del nord	GN gr. L Olanda	Biogas da fanghi	Biogas da sc. agricoli	Biogas da discarica
Metano	CH ₄	%vol	98.31	86.54	83.35	65 – 75	45 – 75	45 – 55
HC superiori	C _x H _y	%vol	0,81	10,64	4,75	< 300 mg/Nm ³		
Anidride carbonica	CO ₂	%vol	0.08	1.53	1.27	20 – 35	25 – 55	25 – 30
Monossido di C	CO	%vol	0.00	0.00	0.00	< 0.2	< 0.2	< 0.2
Azoto	N ₂	%vol	0.81	1.10	10.64	3.4	0.01 – 5.00	10 – 25
Ossigeno	O ₂	%vol	0.05/3.00	0.05/3.00	0.05/3.00	0.5	0.01 – 2.00	1 – 5
Idrogeno	H ₂	%vol	0.00	0.00	0.00	tracce	0.5	0.00
Idrogeno solforato	H ₂ S	mg/Nm ³	5.00	5.00	5.00	< 8000	10–30.000	< 8000
Mercaptani		mg/Nm ³	6.00	6.00	6.00	0	< 0.1 – 30	n.a.
Zolfo totale	S	mg/Nm ³	30.00	30.00	30.00	n.a.	n.a.	n.a.
Ammoniaca	NH ₃	mg/Nm ³	0.00	0.00	0.00	tracce	0.01 – 2.50	tracce
Silossani		mg/Nm ³	0.00	0.00	0.00	< 0.1–5.0	tracce	< 0.1–5.0
Benzene, toluene et al.		mg/Nm ³	0.00	0.00	0.00	< 0.1–5.0	0.00	< 0.1–5.0
CFC		mg/Nm ³	0.00	0.00	0.00	0	20 – 1000	n.a.
Oli		mg/Nm ³	0.00	0.00	0.00	tracce	tracce	0.0
Umidità relativa		%	60	60	60	100	100	< 100
Temperatura		° C	12	12	12	35 – 60	35 – 60	0 – 25

3.2 Specifiche del biometano per autotrazione.

Tenore di metano: un motore a combustione interna può funzionare anche con miscele di gas a basso potere calorifico, andando incontro alla limitazione della potenza massima dovuta alla minor quantità energetica introducibile in camera di combustione a parità di riempimento. Nell'utilizzo per la trazione veicolare, però, molti fattori consigliano l'arricchimento in metano del biogas:

- Non si limita la potenza massima del motore, non essendo quindi necessario adottare propulsori sovradimensionati se ne limitano il peso e il costo.
- Si “concentra” il combustibile, ottenendo un gas a più alto potere calorifico. Ne derivano inferiori consumi di carburante e una maggiore autonomia di percorrenza a parità di volume accumulato in vettura e pressione di stoccaggio.
- Si standardizza la qualità e il titolo di metano del biometano da trazione con quella del gas naturale disponibile ai distributori, rendendo possibile l'uso indistinto di entrambi i combustibili sui veicoli già predisposti al funzionamento a gas naturale.

L'arricchimento è tipicamente spinto per la trazione veicolare fino al 96 ÷ 97% in volume.

Ossidi di carbonio: l'utilizzo del biometano in motori automobilistici, compatibilmente con le altre esigenze della catena di upgrading, non pone vincoli sui tenori di CO e CO₂ ammissibili nel combustibile.

Acqua: l'utilizzo veicolare impone un'essiccazione spinta del biometano. Si ritiene tollerabile una temperatura di rugiada massima di – 40 °C alla pressione di 4 bar. In ogni caso alle pressioni massime e le temperature minime di

accumulo il contenuto di acqua dev'essere tanto basso da garantire che non ci sia formazione di liquido.

Ossigeno: compatibilmente con il tenore di metano richiesto e con il limite inferiore di infiammabilità della miscela, la presenza di piccole frazioni di ossigeno molecolare non è problematica.

Idrogeno: in modeste concentrazioni non altera in alcun modo il funzionamento di un MCI, non è quindi soggetto a specifiche limitanti.

Azoto: compatibilmente con il tenore di metano richiesto, il quantitativo di azoto molecolare nel biometano non è soggetto a limitazioni.

Composti solforati: l'idrogeno solforato è noto per le sue caratteristiche corrosive su molti metalli, la reattività aumenta con la sua pressione parziale e i rischi di corrosione sono superiori alle alte temperature ed in presenza di acqua. È quindi necessaria la rimozione di H₂S non solo per i danni che causerebbe ai propulsori, ma anche per il rischio di corrosione a cui sarebbero esposti vari componenti dell'impianto di upgrading e di stoccaggio. Per questi motivi è auspicabile rimuovere questi composti nelle fasi iniziali della catena di processi di upgrading. Inoltre l'emissione di composti solforati dà luogo a gravi implicazioni ambientali. È raccomandabile un abbattimento dell'H₂S al di sotto 10 ppm.

Ammoniaca e composti azotati: alte concentrazioni di ammoniaca sono dannose per i motori. È corrosiva verso i metalli specialmente in presenza di ossigeno. Nella combustione l'azoto contenuto si ossida, andando ad incrementare le emissioni totali di NO_x. Per la tutela degli organi meccanici si tollerano concentrazioni fino a 100 mg/Nm³.

Al contrario che per i composti solforati non è possibile stabilire a priori un contenuto limite di composti azotati nel biometano basato sul limite di emissione di NO_x dei veicoli. Questo perché la produzione totale di ossidi di

azoto risente in gran parte della formazione per ossidazione termica e anche per via dell'efficienza di abbattimento dell'impianto di trattamento dei gas combusti delle auto.

Composti alogenati: gli idrocarburi alogenati sono corrosivi per i motori e i sistemi di alimentazione; la loro combustione inoltre produce l'emissione di diossine e furani, altamente dannosi per l'ambiente. È bene che la loro concentrazione totale non superi il valore di 1 mg/Nm^3 .

Silossani: durante la combustione formano silicio cristallino che crea dei depositi solidi sulle superfici (fig. 3.1). Il silicio si accumula facilmente nell'olio motore alterandone le proprietà lubrificanti e le parti in movimento interessate dall'incrostazione vanno incontro ad usura precoce; inoltre lo strato siliceo fa da isolante termico e causa surriscaldamenti in camera di combustione. Secondo uno studio inglese [14] una concentrazione di 400 mg/Nm^3 di silossani nel biometano utilizzato in motori a combustione interna, rende inservibile un propulsore dopo soltanto 200 ore di funzionamento.



Fig. 3.1 Depositi silicei in camera di combustione di un MCI

I motori più soggetti al danneggiamento da silossani sono quelli a ciclo Otto destinati alla trazione veicolare, perché soggetti a temperature e regimi di

rotazione superiori rispetto ai motori a ciclo Diesel “dual fuel” impiegati in applicazioni stazionarie. È opportuno limitare il contenuto di tali composti a 30 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$.

Particolato: è opportuno che la quantità di particelle solide nel biometano sia limitata il più possibile, sia in conta che in massa. Indicativamente, il massimo diametro tollerabile è di 5 μm .

Standard di qualità

Non esistono standard internazionali per la qualità del biometano da trazione. Alcuni paesi europei hanno però disposto dei regolamenti nazionali. La Svezia ha adottato uno standard apposito, in altri stati (è il caso ad esempio di Svizzera e Francia) si è preferito accomunare i requisiti per il biometano a quelli già esistenti per il gas naturale.

Tab. 3.3 Specifiche sul biometano per trazione

	U.d.m	Francia	Svizzera	Svezia
Indice di Wobbe inf.	MJ/Nm^3			45,5
Indice di Wobbe sup.	MJ/Nm^3			48,2
Pt. rugiada dell'acqua	$^{\circ}\text{C}$		5 $^{\circ}\text{C}$ inferiore alla T_{amb} min.	
Potere calorifico sup.	kWh/Nm^3	10.7		
H ₂ O massima	mg/Nm^3	100	5	32
CH ₄ minimo	% _{vol}		96	97
CO ₂ massima	% _{vol}			3
O ₂ massimo	% _{vol}	3.5	0.5	1
CO ₂ + O ₂ + N ₂ max.	% _{vol}	3	3	3
H ₂ massimo	% _{vol}			0,5
H ₂ S massimo	mg/Nm^3	7	5	23
S totale massimo	mg/Nm^3		14.3	
Particolato, diametro max.	μm			5
Idrocarburi alogenati	mg/Nm^3	1	0	

Si riportano per completezza in tabella 3.3 le specifiche [15] vigenti nei tre paesi menzionati.

La tabella fornisce anche l'indice di Wobbe, un indicatore dell'intercambiabilità dei combustibili. È usato per confrontare il comportamento di differenti miscele in un dispositivo di combustione. Se due carburanti hanno lo stesso indice di Wobbe, a parità di condizioni del sistema la potenza termica prodotta sarà anch'essa identica. Quello denominato superiore è riferito al PCS, quello inferiore al PCI.

Capitolo 4: Tecnologie di depurazione del biogas

In questo capitolo saranno esposte le tecnologie esistenti o in corso di sviluppo per la depurazione del biogas. Nel capitolo successivo, al fine di definire dei processi di upgrading completi, si attingerà da questa rassegna, privilegiando i processi caratterizzati da una buona maturità tecnica e da ridotti consumi energetici.

Di seguito sono riportate le descrizioni di queste tecnologie, suddivise in base all'inquinante che sono in grado di rimuovere. [12] [15] [18] [19]

In questi capitoli i vari processi di upgrading del biogas verranno trattati senza far riferimento alle modalità produttive del biogas, di conseguenza la composizione del biogas al trattamento sarà considerata un dato di partenza.

Esistono tuttavia delle tecniche di abbattimento di alcuni inquinanti che prevedono l'intervento sul processo produttivo del biogas. Esse saranno per completezza comunque trattate, contestualizzando le circostanze in cui sono applicabili.

4.1 Rimozione dell'anidride carbonica

L'anidride carbonica è uno dei due componenti principali del biogas. La separazione della CO₂ è l'operazione che consente l'arricchimento in metano del biogas, la prima e indispensabile fase per la sua trasformazione in biometano.

Esistono svariate tecniche per effettuare la separazione della CO₂ dal biogas, basate su diversi principi fisici, chimici o termodinamici.

4.1.1 Assorbimento

La separazione della CO₂ avviene per contattamento del flusso di biogas con una corrente liquida in grado di assorbirla selettivamente rispetto agli altri componenti del biogas. Il contattamento avviene in controcorrente alimentando la portata gassosa e quella liquida rispettivamente dal basso e dall'alto di una colonna al cui interno sono presenti dispositivi atti a favorire il trasferimento di materia da una fase all'altra. La corrente gassosa purificata esce dall'alto della colonna mentre dal basso defluisce il solvente liquido ricco di anidride carbonica sottratta al biogas. Si rende necessario rigenerare il solvente tramite asportazione della CO₂ assorbita. I processi di assorbimento si classificano anche in funzione della modalità di rigenerazione del solvente: le specie assorbite possono essere liberate per semplice espansione del solvente (*flashing*), per contattamento del solvente con una corrente gassosa inerte (*stripping*), oppure riscaldando il solvente (*reboiling*).

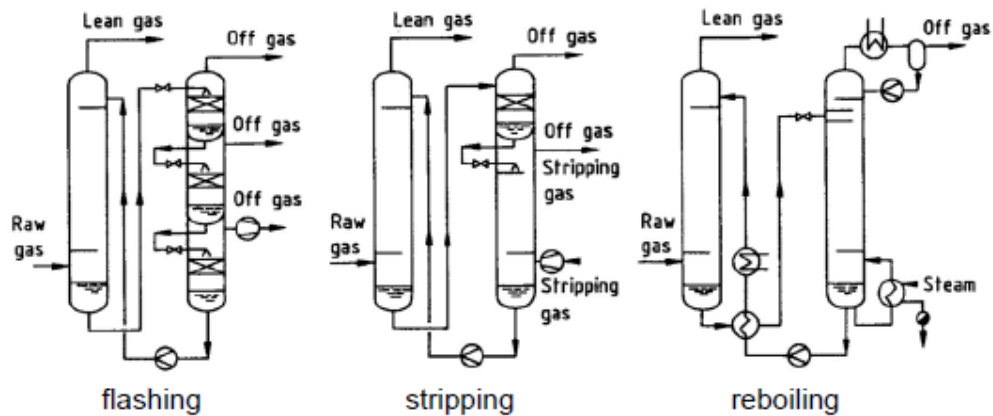


Fig. 4.1 Modalità di rigenerazione

L'assorbimento può essere spinto da meccanismi fisici o chimici.

Il fisisorbimento è causato da interazioni di tipo fisico (forze di Van der Waals) tra le molecole della specie che si assorbe e quelle del solvente. Si stabilisce un legame lineare tra la pressione parziale della specie da assorbire in fase gas ed il suo quantitativo disciolto nel solvente. La linearità è verificata in un ampio intervallo operativo. Supponendo l'equilibrio termodinamico per il solvente sul fondo della colonna si deduce che è possibile assorbire notevoli quantità della specie da separare con relativamente poco solvente solo se la sua pressione parziale nel gas è elevata (è il caso della CO_2 nel biogas). La pressione, infatti, ha un forte effetto sull'equilibrio.

Il chemisorbimento è caratterizzato dalla formazione di legami chimici tra le molecole della specie che si assorbe e quelle di un composto già disciolto nel solvente. Tipicamente si utilizzano composti che diano luogo a reazioni con equilibri chimici molto favoriti, che procedono praticamente fino ad esaurimento del reagente. Sul fondo della colonna è possibile asportare buone quantità della sostanza da assorbire, anche se essa ha una modesta pressione parziale, con moderate quantità di solvente. Al crescere della pressione parziale

del gas da rimuovere il solvente si satura rapidamente. In questo caso la pressione ha scarso effetto sulla pressione di assorbimento.

È possibile adottare sistemi misti, in cui si combinano i vantaggi dell'assorbimento fisico e chimico utilizzando solventi fisici nel quale sono disciolti dei sorbenti chimici. Questo consente di ampliare il campo di applicazione e di favorire la rigenerabilità del solvente.

Absorbimento con lavaggio ad acqua

Il sistema di assorbimento con *water scrubbing* è un metodo puramente fisico per separare l'anidride carbonica dalla corrente di biogas. La CO₂ si trova nel biogas in percentuali elevate (fino al 50% circa) e le tecniche di assorbimento fisico offrono, come detto, buone efficienze di rimozione in questa condizione operativa. Si effettua in normali colonne impaccate. Alimentando il flusso di biogas alla colonna, precompresso a 4 ÷ 12 bar, i gas acidi come l'anidride carbonica e l'acido solfidrico sono rimossi simultaneamente per effetto della differenza tra le forze di legame di CO₂ e H₂S (polari) e CH₄ (apolare).

Tab. 4.1 Solubilità della CO₂ in acqua a diverse T [kg_{CO2}/kg_{H2O}]

	0°C	10°C	20°C	30°C
1 bar	0.40	0.25	0.15	0.10
20 bar	3.15	2.15	1.30	0.90
50 bar	7.70	6.95	6.00	4.80

La progettazione dell'apparato di lavaggio del gas è realizzata sulla base delle solubilità dei gas da ritenere, che dipendono dalla temperatura, dalla pressione e dall'acidità.

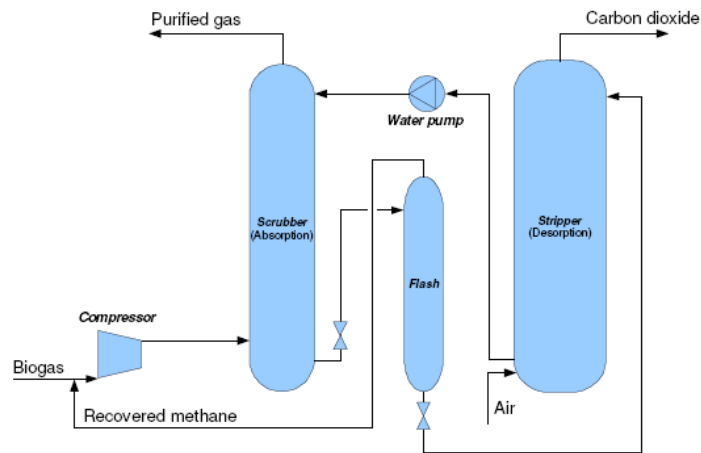


Fig. 4.2 Lavaggio ad acqua con rigenerazione (Electrigaz)

La rigenerazione è praticata espandendo il solvente (flashing), generalmente a pressione atmosferica. Per facilitare il desorbimento è possibile applicare pressioni subatmosferiche, temperature alte ed eventualmente uno strippaggio ad aria. A seconda delle esigenze tecniche e delle scelte progettuali è possibile sottrarre al biogas in questo processo oltre che l'anidride carbonica anche l'acido solfidrico. In questo caso, durante la rigenerazione si liberano in camera di flash entrambi i componenti. Di conseguenza sono necessari ulteriori trattamenti per evitare l'immissione dell'idrogeno solforato in ambiente.

L'alternativa consiste nella separazione dell' H_2S prima dell'arricchimento del biogas per assorbimento; in questo modo si evitano i problemi di corrosione sull'impianto ed è possibile rilasciare direttamente in ambiente i gas desorbiti dal solvente.

Se c'è la disponibilità di grandi quantità di acqua corrente, come negli impianti di depurazione di fanghi fognari, è possibile optare per un sistema a singola colonna senza rigenerazione. In questo modo l'acqua utilizzata per l'assorbimento è a perdere e l'anidride carbonica contenuta si disperderà in ambiente. È quindi opportuno che la concentrazione degli altri contaminanti disciolti (H_2S) sia sufficientemente bassa da non dover richiedere una fase di

post-trattamento. Un altro vantaggio di questa tecnica è l'utilizzo di fluido assorbente praticamente "puro", cioè non contaminato in partenza con le specie che dovrà trattenere, che offre migliori potenzialità di assorbimento.

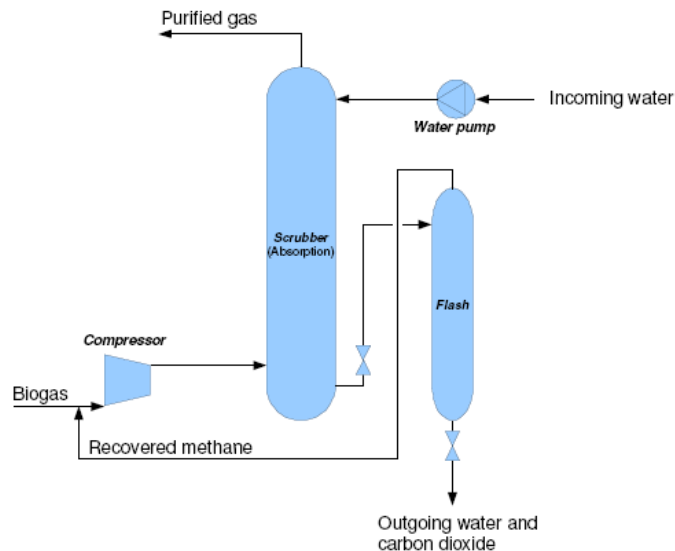


Fig. 4.3 Lavaggio ad acqua senza rigenerazione (Electrigaz)

In ogni caso la colonna di assorbimento è frequentemente soggetta ad intasamento per sporcamento, è quindi necessario adottare colonne equipaggiate con sistemi automatici di pulizia.

È possibile incrementare l'efficienza di rimozione adottando un sistema di assorbimento misto fisico-chimico, utilizzando soluzioni di idrossido di calcio $\text{Ca}(\text{OH})_2$. CO_2 e H_2S reagiscono con esso formando CaCO_3 e CaS , precipitati insolubili.

Altri fluidi

Esistono fluidi per l'assorbimento fisico in cui l'anidride carbonica (e l'idrogeno solforato) è molto più solubile che non in acqua.

Il processo Selexol® utilizza miscele di dimetiletere e polietilenglicole, non tossiche e non corrosive. Opera l'assorbimento a pressioni di 20 ÷ 30 bar. La

rigenerazione è problematica in presenza di composti solforati, in quanto non è possibile desorbirli a pressione atmosferica. È quindi preferibile effettuare preliminarmente la desolforazione.

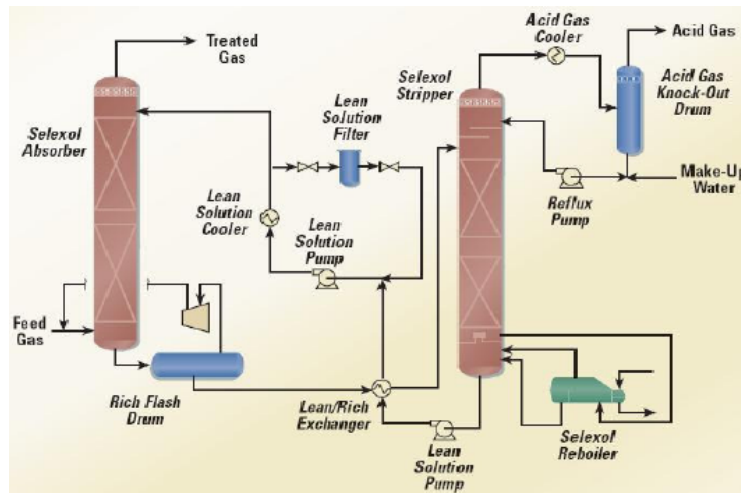


Fig. 4.4 Processo Selexol

Il processo Rectisol® utilizza invece metanolo; il lavaggio è effettuato ad alta pressione (50 bar) ed a bassa temperatura, può operare selettivamente separando in flussi diversi l'anidride carbonica e l'idrogeno solforato. È però adatto a correnti di biogas già povere di CO₂.

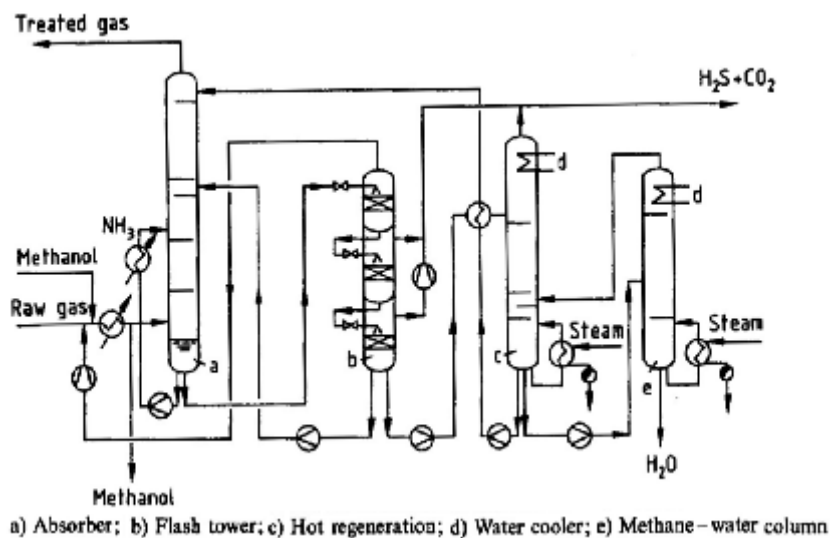


Fig. 4.5 Processo Rectisol

Si possono citare anche i processi Purisol, Sulfinol e Sepasolv, che poco differiscono da quelli già trattati.

Processi di assorbimento chimico

Gli assorbenti chimici possono garantire maggiori efficienze di rimozione e selettività; l'assorbimento di gas acidi è effettuato con solventi alcalini, a basse pressioni e temperature di $40 \div 70$ °C. Come solventi sono utilizzate principalmente etanol-ammine, come monoetanolammina (MEA), dietanolammina (DEA), trietanolammina (TEA), e metildietanolammina (MDEA) oppure soluzioni di carbonato di potassio. Attualmente la tecnologia considerata più conveniente ed affidabile è la separazione della CO₂ con MEA. Se deve essere rimosso anche l'idrogeno solforato, invece, si preferisce utilizzare MDEA.

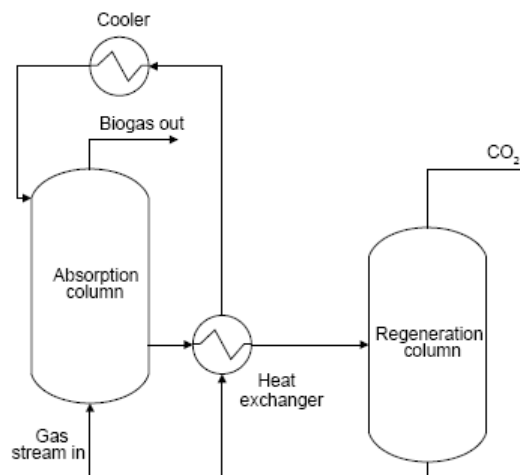


Fig. 4.6 Chemisorbimento: principio di funzionamento (DMT)

Il potere di assorbimento delle ammine può essere limitato dalla presenza di impurità nel biogas, come particolato, ossidi di zolfo e di azoto e ossigeno, che le degradano velocemente. In presenza di questi composti è quindi necessaria la loro preliminare rimozione. In caso questa purificazione sia problematica o antieconomica può essere conveniente scegliere diverse tecnologie per

l'arricchimento del biogas. Dopo l'assorbimento chimico la rigenerazione deve avvenire forzando la reazione chimica inversa con introduzione di calore e un forte abbassamento di pressione, con una notevole richiesta energetica. Non in tutti i casi è considerato conveniente rigenerare sul posto i solventi e se ne provvede la sostituzione.

Esistono altri reagenti utilizzabili analogamente a quelli già esposti, tra essi si possono citare l'ammoniaca (NH_3) e il carbonato di potassio (K_2CO_3).

4.1.2 Adsorbimento

È possibile separare l'anidride carbonica dal biogas per adsorbimento su letti di carboni attivi o setacci molecolari. La corrente gassosa viene contattata con un solido su cui, per effetto delle differenti affinità delle specie in fase fluida rispetto alla superficie del solido, avviene la deposizione selettiva di una o più specie. Nel caso dell'uso di setacci molecolari, le molecole più piccole oltrepassano il letto solido, mentre le più grandi aderiscono su di esso.

Come setacci molecolari possono essere impiegate le zeoliti o i CMS (carbon molecular sieves). Le prime sono minerali naturali o sintetici di alluminosilicato idrato contenenti ioni metallici; liberando acqua si creano delle cavità regolari ed identiche tra loro, premettendo di utilizzarli per adsorbire selettivamente specifiche molecole. I CMS sono ottenuti dal carbone fossile finemente triturato e preossidato con aria, mescolati poi con pece ed estrusi ad ottenere forme atte ad offrire alti rapporti superficie-volume.

Diversamente dall'assorbimento, l'adsorbimento non può essere operato in condizioni stazionarie. La difficoltà di movimentazione della fase solida rende infatti necessario operare con letti fissi. Su di essi il fenomeno di assorbimento prosegue con una progressiva saturazione del sorbente. Durante l'esercizio il

fronte di saturazione si sposta dalla sezione di ingresso a quella di uscita della corrente fluida. Dopo un certo tempo l'efficienza di rimozione subisce un calo tale da non soddisfare le specifiche e si procede alla rigenerazione del letto solido. La rigenerazione può avvenire in due differenti modalità: diminuendo la pressione (*pressure swing adsorption*, PSA) o aumentando la temperatura (*temperature swing adsorption*, TSA). L'ultimo metodo si utilizza in presenza di interazioni forti tra adsorbito e adsorbente, come nel caso della purificazione spinta da microinquinanti. Il processo PSA è invece indicato in caso di interazioni deboli, come nel caso della separazione dell'anidride carbonica.

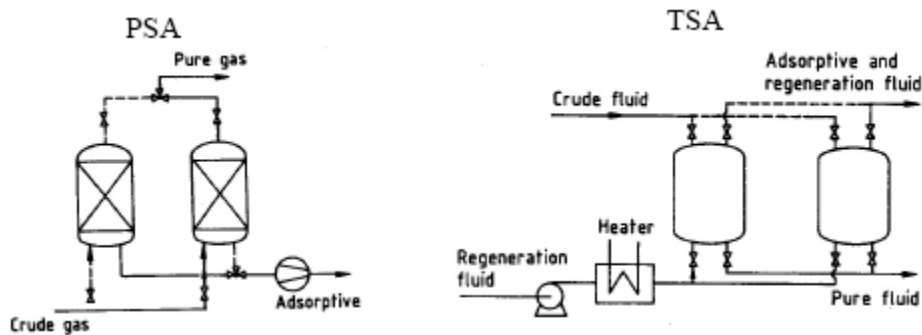


Fig. 4.7 PSA e TSA: Schemi concettuali

Processo PSA

In questo caso la rigenerazione avviene depressurizzando il letto; spesso è previsto l'invio al letto, dopo la depressurizzazione, di una corrente di purga per completare il desorbimento. Per poter garantire un'operatività continua al processo è necessario prevedere almeno due letti che, mediante un opportuno sistema di valvole, vengano alternativamente utilizzati in condizioni di adsorbimento e di rigenerazione.

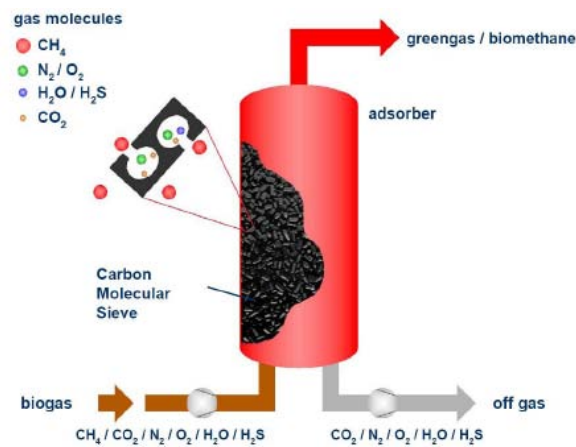


Fig. 4.8 PSA con CMS: principio di funzionamento (DMT)

Per l'utilizzo di questa tecnica il biogas deve essere il più possibile disidratato, altrimenti i solidi ne rimarrebbero danneggiati. Tipicamente si rimuove l'acqua dal biogas facendola condensare su degli scambiatori di calore. Le sostanze adsorbenti possono avere una vita operativa teoricamente infinita, purché siano assenti contaminanti dannosi nel biogas, come ad esempio gli oli utilizzati nei compressori.

Normalmente un processo PSA è adottato in una configurazione a 4 letti: il primo opera l'adsorbimento sotto pressione (10 ÷ 15 bar), il secondo viene depressurizzato svuotandolo dal biogas arricchito e parzialmente dalla CO₂ adsorbita, il terzo letto viene purgato a pressione atmosferica dalla corrente uscente dal secondo per completare la rigenerazione. Il quarto letto viene pressurizzato utilizzando le correnti provenienti dal primo e dal secondo letto. Nel tempo le fasi operative dei diversi letti vengono ruotate ciclicamente. Questa configurazione a più letti, oltre a permettere di operare in continuo, consente di ridurre la potenza da impegnare nella compressione.

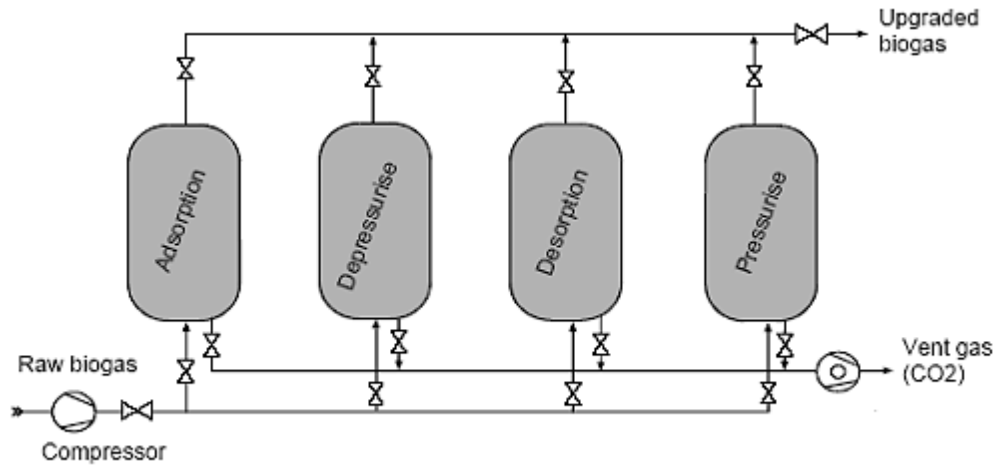


Fig. 4.9 Processo PSA

Generalmente gli arricchimenti ottenuti sono sufficienti per soddisfare le specifiche sui biogas da trazione e non si rendono necessari ulteriori trattamenti di abbattimento della CO_2 .

Se il biogas di partenza è però ricco in O_2 e N_2 , si ha adsorbimento anche di metano, che viene poi recuperato nel desorbimento; in questo caso si rende necessario un processo a due stadi.

La quantità di metano contenuta nella CO_2 separata lo rende necessario, per evitare di emettere CH_4 in atmosfera, è possibile bruciarlo in combustori per gas a basso potere calorifico.

È necessaria la preliminare rimozione dell'idrogeno solforato, che può essere effettuata su un letto separato di carboni attivi.

Processo VPSA

Una variante del processo è la versione “a vuoto” *Vacuum pressure swing adsorption*. Opera come il sistema PSA e con gli stessi adsorbenti. Il biogas subisce solo una modesta compressione con dei ventilatori e non necessita di pretrattamenti o di depurazioni preliminari (ad esclusione dell'essiccamento e

della rimozione di oli). La rigenerazione avviene appunto “a vuoto”, adsorbimento e desorbimento avvengono approssimativamente alla stessa temperatura. Per questi motivi il sistema VPSA gode di una maggiore economicità costruttiva e di esercizio.

4.1.3 Separazione con membrane semipermeabili [24] [25] [26] [27]

L'utilizzo di una membrana selettiva permette di separare componenti di una corrente gassosa che presentino differenti permeabilità in essa. Esistono sia membrane porose, in cui la selettività dipende dalla dimensione dei pori e membrane diffusive, dove la selettività è determinata dalla velocità di diffusione. Per la depurazione del biogas sono normalmente utilizzate le membrane diffusionali. Ogni gas ha una differente velocità di diffusione nel solido di cui è costituita la membrana; nei materiali utilizzati la diffusione del metano è molto più lenta rispetto alla CO₂ o all'H₂S. Il trasporto è quindi governato dalla permeabilità del componente da rimuovere all'interno del materiale della membrana. Per membrane polimeriche in acetato di cellulosa la permeabilità per CO₂ e H₂S è superiore rispettivamente di 20 e 60 volte rispetto a quella del CH₄.

Il processo può essere realizzato in due modalità: gas – gas o gas – liquido.

Nel primo caso su entrambe le facce della membrana c'è una fase gassosa: biogas da un lato e aria dall'altro. Sono dette anche membrane *a secco*. Il processo può essere effettuato a bassa (8 ÷ 10 bar) o alta pressione (> 25 bar).

Nel secondo caso si ha biogas su una faccia della membrana e un liquido dall'altra, il liquido (si possono utilizzare delle ammine) assorbe il gas che ha oltrepassato la membrana. In questo caso non è necessario che la membrana sia selettiva, purché lo sia il solvente. Il processo avviene approssimativamente a pressione atmosferica.

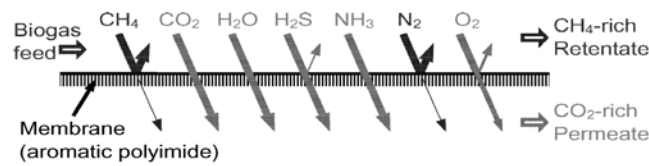


Fig. 4.10 Principio di funzionamento delle membrane semipermeabili [20]

Le membrane non tollerano la presenza di acqua nel biogas; possono essere utilizzate per la rimozione simultanea di CO_2 e H_2S , salvo dover poi trattare le sostanze separate per non emettere composti solforati in atmosfera. La rimozione dell'idrogeno solforato offerta dai sistemi a membrane non è comunque sufficiente a soddisfare le specifiche sul biometano da trazione.

La bontà del processo è fortemente influenzata dalla temperatura del gas e dalla differenza di pressione a cavallo della membrana, che non può essere però eccessiva per mantenere accettabili le sollecitazioni meccaniche su di essa.

Le perdite di metano possono essere consistenti se il processo è molto spinto: è impossibile ottenere alte efficienze di rimozione senza che il CH_4 superi in dosi notevoli la membrana. Si può ovviare a questo inconveniente adottando una configurazione d'impianto con più membrane in serie. Altrimenti il metano contenuto nella corrente di CO_2 andrebbe recuperato: se sussistono esigenze termiche nell'impianto può essere economicamente combusto sul posto.

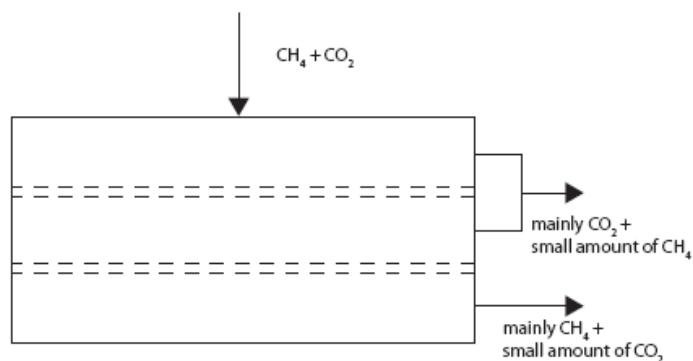


Fig. 4.11 Sistema a membrane a 2 stadi interni

4.1.4 Separazione criogenica

L'anidride carbonica viene separata fisicamente dal metano condensandola a temperature criogeniche. È un metodo favorevole quando la concentrazione iniziale della CO_2 è alta, come nel caso del biogas, ma richiede una forte spesa energetica e ingenti costi d'investimento, giustificabili solo se il processo si inserisce sinergicamente nella catena di upgrading.

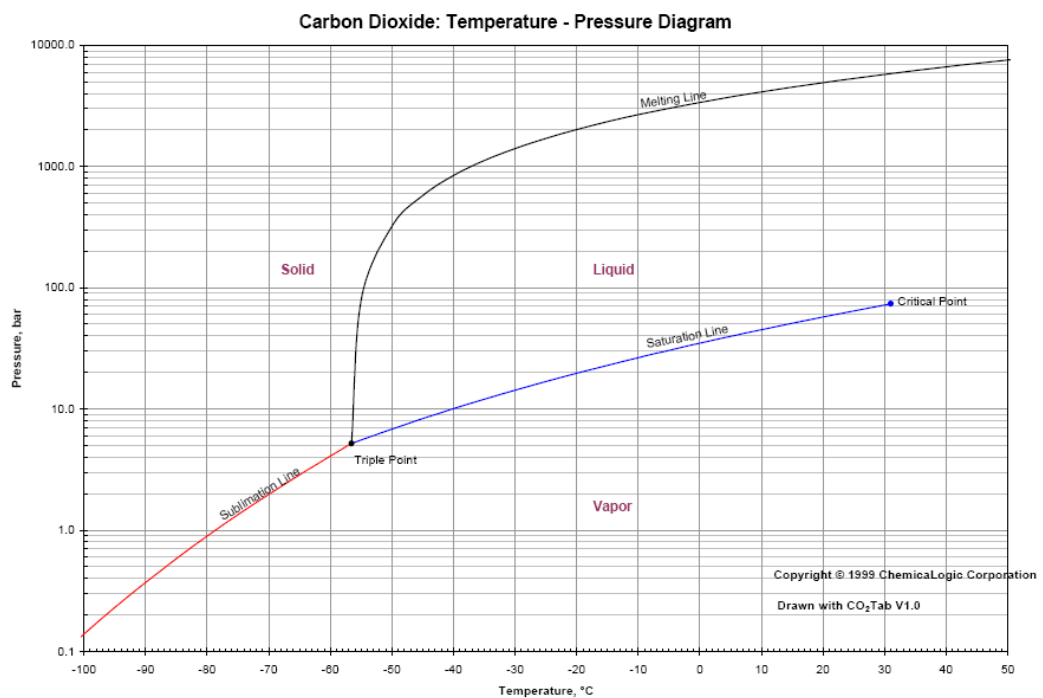


Fig. 4.12 Diagramma di fase semilogaritmico dell'anidride carbonica (ChemicalLogic)

Le temperature a cui avviene la transizione di fase, riferite alla pressione atmosferica, sono di $-161,4\text{ °C}$ per il CH_4 e di -78 °C per la CO_2 , a 50 bar invece le temperature sono di -80 °C e $+15\text{ °C}$.

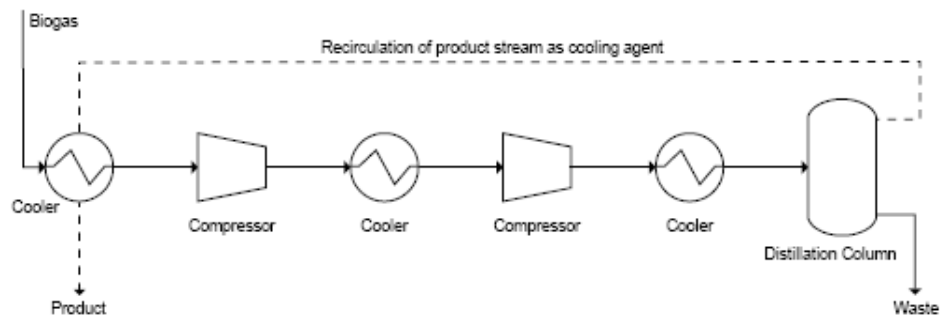
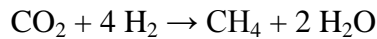


Fig. 4.13 Separazione criogenica: esempio di schema di processo (DMT)

Teoricamente è possibile condensare anche i composti solforati, dato che l'idrogeno solforato ha il punto di ebollizione a $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$ e il solfuro di carbonile a $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ (a pressione atmosferica). A seconda delle scelte progettuali però, in relazione ai problemi tecnici che ne deriverebbero, soprattutto in termini di corrosione sugli scambiatori, è talvolta realizzata una pre-separazione dei composti solforati. Una volta condensata l'anidride carbonica si può pensare di condensare anche il metano; così facendo rimarrebbe gassoso soltanto l'azoto (se presente), che può essere liberato in atmosfera. Compressione e raffreddamento possono essere realizzati in più passaggi. Questa tecnica fornisce come prodotto CO_2 liquida pura e quindi vendibile. Abbassando ulteriormente la temperatura (oltre i $-161,4\text{ }^{\circ}\text{C}$) è possibile spingere il processo fino alla liquefazione a pressione atmosferica del metano. La produzione di biometano liquido darebbe vantaggi in termini di volumi di stoccaggio. La tecnologia del biometano liquefatto (LBG) sta guadagnando interesse e vale la pena approfondirla; esistono già applicazioni in Svezia e negli USA, ma la tecnologia non è ad oggi ampiamente testata.

4.1.5 Conversione chimica con H_2 [17]

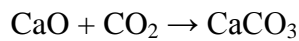
Apportando idrogeno è possibile farlo reagire cataliticamente con l'anidride carbonica a formare metano.



Il vantaggio di ottenere nuovo metano è però superato dai costi per l'approvvigionamento dell'idrogeno e degli apparati necessari, è una tecnologia ancora immatura ma si prospettano comunque costi insostenibili.

4.1.6 Formazione di carbonati [18]

È possibile far reagire l'anidride carbonica con calce viva (CaO), producendo carbonato di calcio (CaCO₃).



Va ricordato che la calce è prodotta per decomposizione termica del carbonato, liberando una molecola di CO₂ per molecola di CaO prodotta; ciò contribuisce all'impatto ambientale globale del processo.

4.1.7 Arricchimento in situ

Per il biogas prodotto da digestione anaerobica controllata è allo studio un metodo economicamente promettente per arricchire il biogas in metano direttamente nel digestore, anche in impianti di piccola taglia. Si tratta di prelevare una portata di fanghi in fermentazione dal digestore e contattarla con una corrente gassosa (aria) in grado di desorbire da esso l'anidride carbonica, per poi reintrodurla nel digestore.

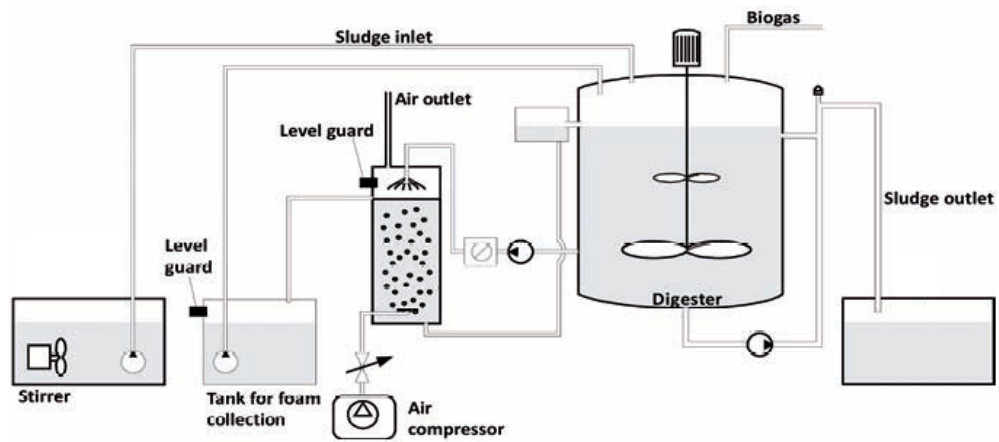


Fig. 4.14 Arricchimento in situ (Ake Nordberg, Sweden)

La solubilità del metano nel substrato è molto inferiore di quella della CO_2 , quindi si avrebbero ridotte perdite di biometano. Con questo sistema si sottrae continuamente CO_2 dalla camera di digestione arricchendo il biogas in metano. Uno studio sperimentale svedese garantisce arricchimenti fino al 95% con perdite di metano inferiori al 2%. Questi risultati, però, andranno verificati sulle future realizzazioni.

4.1.8 Sistemi misti

Al fine di ottenere l'arricchimento in metano richiesto con costi sostenibili e sfruttando le potenzialità delle varie tecnologie è possibile combinare due o più metodi tra quelli esposti, realizzando configurazioni impiantistiche di tipo misto. Compatibilmente con i limiti e i vincoli che le tecniche di abbattimento della CO_2 presentano, l'accoppiamento di più dispositivi può essere conveniente, specie nei casi in cui si soddisfano congiuntamente più obiettivi, come la rimozione di due inquinanti o la riduzione delle potenze impegnate. Un approccio di questo tipo potrà risultare una buona strategia nell'ottimizzazione della catena di upgrading.

Si presenta di seguito a scopo esemplificativo il caso del sistema misto ad assorbimento e membrane.

Un reattore monostadio a membrane posto a monte rimuove la maggior parte della CO₂, mentre le ammine vengono utilizzate per la pulizia finale dell'effluente gassoso, in modo da ottenere il rendimento depurativo richiesto.

Le unità ad ammine utilizzano infatti un'energia crescente all'aumentare della concentrazione di CO₂, non è pertanto conveniente utilizzarle per l'intero processo; le membrane selettive invece sfruttano le differenze di pressione fra lato di alimentazione e lato permeato per il processo e risultano più efficaci per alte concentrazioni di anidride carbonica.

Il pregio di questo metodo è costituito dal fatto che la rimozione della maggior parte della CO₂ da parte del dispositivo a membrane riduce i costi d'investimento e operativi in maniera consistente e l'adozione di una piccola unità di assorbimento per rimuovere la parte residuale non comporta un sostanzioso incremento della spesa.

4.2 Rimozione dei composti solforati

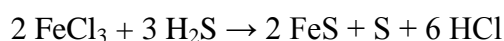
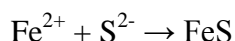
Le modalità di abbattimento dell'idrogeno solforato sono molteplici e si possono dividere in interventi di pretrattamento del substrato, nel flusso di gas o nel processo di upgrading. Alcuni dei metodi di rimozione dell'anidride carbonica, come già trattato, sono in grado di separare anche l'idrogeno solforato. Le specifiche sul biometano per trazione sono stringenti, molto più di quelle adottate sui motori per utilizzo stazionario, implicano quindi la necessità di adottare configurazioni diverse rispetto agli impianti che utilizzano biogas per

produzione elettrica e cogenerativa e spesso si rende necessario dover affiancare diversi metodi di desolfurazione per ottenere la purezza richiesta.

I metodi che intervengono nel processo di digestione consistono nella desolfurazione biologica e nei pretrattamenti del substrato, gli altri metodi si applicano sul biogas.

4.2.1 Pretrattamenti del substrato

Negli impianti di produzione di biogas per digestione anaerobica controllata è possibile aggiungere sali di ferro per provocare la precipitazione di solfuri insolubili, sottraendo H₂S nel digestore. Per applicare questo metodo di fissazione dello zolfo è possibile utilizzare cloruro ferroso (FeCl₂) o ferrico (FeCl₃), che possono essere aggiunti in forma liquida direttamente nel digestore o nel substrato prima della sua immissione. Si ha quindi la precipitazione di solfuri di ferro e zolfo elementare, che rimarranno nel digestato. Si riportano delle reazioni tipiche per questo processo:

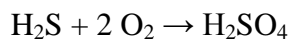
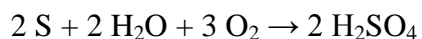
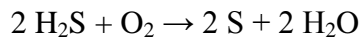


Per questa tecnica sono solamente necessari un serbatoio per la miscelazione dei sali al substrato e una pompa di dosaggio, che danno luogo a bassi costi d'investimento. I costi dei cloruri che devono essere costantemente aggiunti al substrato sono però consistenti, anche perché per la decontaminazione del biogas sono necessari grandi quantitativi di cloruro di ferro. Il processo si applica principalmente alla digestione di reflui fognari ed è in grado di ridurre la concentrazione di H₂S nel biogas all'uscita del digestore a circa 100 ÷ 150 ppm, dipendentemente dal dosaggio di reagente aggiunto. Con sovradosaggio di cloruro rispetto allo stechiometrico è possibile raggiungere risultati migliori, anche se non soddisfacenti per le specifiche sul biometano. Questo metodo può

essere quindi utilizzato solo per una prima desolforazione parziale, che può essere utile ad evitare i problemi di corrosione sull'impianto ed a ridimensionare gli altri metodi di desolforazione adottati.

4.2.2 Desolforazione biologica

Esistono microrganismi della famiglia dei tiobacilli in grado di degradare l'acido solfidrico. Molti di essi sono autotrofici, utilizzano la CO₂ nel biogas come fonte di carbonio. Essi agiscono producendo zolfo elementare e acido solforico, che poi dà luogo alla immediata formazione di solfati.

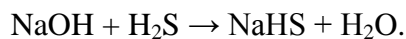
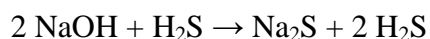


Tipicamente il 75% dell'H₂S rimosso è portato a zolfo, il resto a solfati (sali dell'acido solforico).

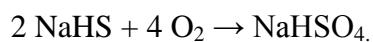
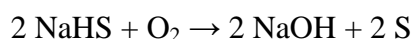
Per queste reazioni i microrganismi richiedono come nutrienti carbonio e sali inorganici di azoto, fosforo e potassio, che si trovano normalmente nei substrati in dosi più che sufficienti. Il processo di desolforazione biologica è aerobico, quindi i microrganismi richiedono ossigeno. È dunque necessario inserire aria nel digestore, in dosi del 2 ÷ 6%. Per evitare ogni rischio di esplosione la percentuale di aria aggiunta non deve superare il limite inferiore di infiammabilità del biogas, approssimativamente del 12% in volume. Inoltre il quantitativo di aria immessa deve essere mantenuto basso per non inficiare i meccanismi di digestione anaerobica. Le reazioni avvengono sulla superficie d'interfaccia tra gas e substrato; il risultato della desolforazione dipende dalla superficie offerta ai microrganismi. 1 m² di superficie fornisce una buona desolforazione a 20 °C per 20 Nm³ giornalieri di biogas prodotto.

Il metodo più semplice per indurre la desolfurazione è l'immissione di aria direttamente in camera di digestione; i risultati ottenibili, con un buon controllo di temperature e tempi di reazione, consistono in rimozioni superiori al 95% con concentrazioni finali anche di 50 ppm. Una configurazione alternativa, adottata soprattutto nei piccoli impianti agricoli, consiste nell'uso di bioreattori separati riempiti con corpi plastici per incrementare la superficie utile di reazione. Impianti più grandi utilizzano reattori come quelli descritti con l'aggiunta di una corrente liquida controcorrente prelevata dai fanghi in fermentazione o apposite soluzioni che facilitino la vita e la moltiplicazione dei microrganismi. L'aggiunta di aria avviene direttamente nel reattore in dosi poco superiori a quelle citate per il trattamento nel digestore. In questo modo non si "inquina" il digestore con ossigeno, che ridurrebbe il tasso di produzione di metano. In questo ultimo tipo di filtro (*trickling filter*) si possono ottenere efficienze di rimozione superiori al 99%, ma sono più complessi e costosi rispetto alla semplice insufflazione di aria nei digestori.

Una competitiva alternativa ai *trickling filters* è rappresentata dai *bioscrubbers*, reattori a due colonne che effettuano un lavaggio con una soluzione acquosa di soda caustica al 20% contenente i nutrienti necessari ai microrganismi. Attraverso una colonna scorre la corrente di biogas che cede H₂S reagendo con la soda formando solfuro o idrosolfuro di sodio:



Nella seconda colonna scorre aria, qui i microrganismi rigenerano la soluzione rimuovendo l'acido solfidrico dalla soda caustica:



In questa fase si liberano anche zolfo e bisolfato di sodio. Lo zolfo elementare fissato si raccoglie sul fondo della colonna. Per biogas non eccessivamente contaminati in partenza si arriva a concentrazioni di H_2S di $75 \div 150 \text{ mg/Nm}^3$ [15] (secondo [12] 50 -100 ppm partendo da 3000 - 5000 ppm).

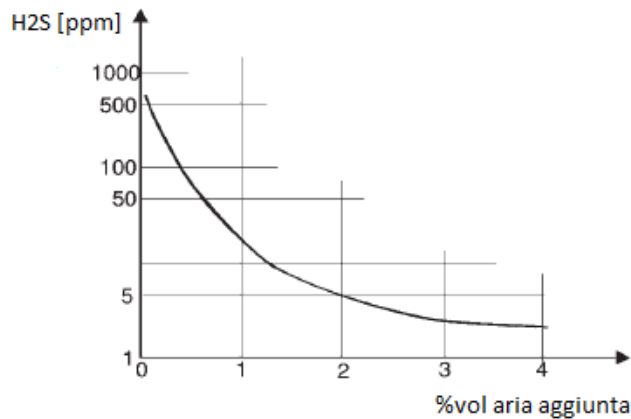


Fig 4.15 Correlazione tra quantità aria immessa e % H_2S [18]

Il sistema a doppia colonna è più costoso degli altri esposti per la desolfurazione biologica. Inoltre *trickling filters* e *bioscrubber* operano in modo ottimale a temperature di $28 \div 32 \text{ }^\circ\text{C}$, quindi vanno riscaldati in inverno e raffreddati in estate, dando luogo ad un incremento dei costi energetici di esercizio. Spesso in questi reattori si riscontrano problemi di corrosione, dovuti al troppo basso pH; il problema può essere affrontato utilizzando materiali antiacido o riducendo l'acidità selezionando specie di microrganismi idonei ad operare in questa condizione. Un ulteriore vantaggio di questi impianti è il contestuale abbattimento della concentrazione di ammoniaca.

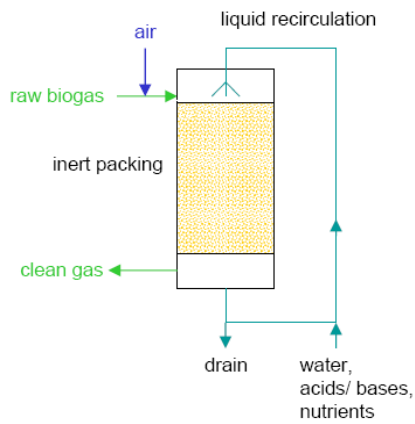


Fig 4.16 Tricking filter: principio di funzionamento

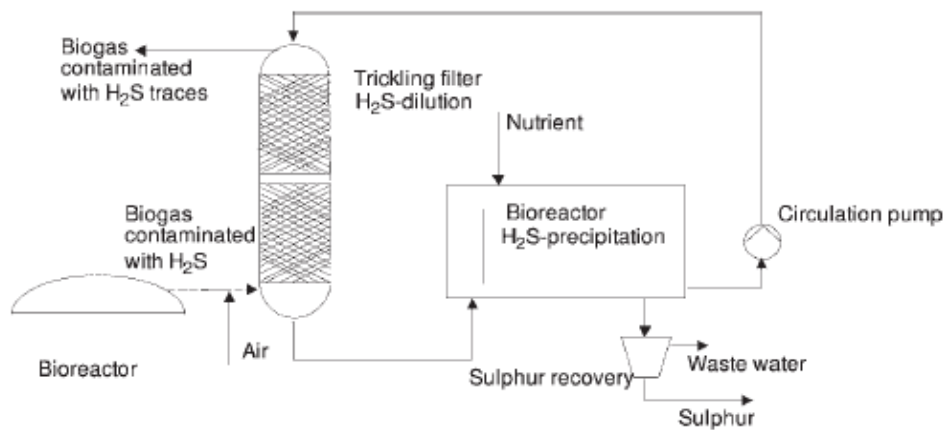


Fig. 4.17 Tricking filter: schema d'impianto [18]

4.2.3 Assorbimento

Si tratta dei processi di assorbimento già analizzati per la rimozione della CO_2 : molti di essi sono particolarmente adatti alla rimozione simultanea di entrambe le specie oppure possono essere impiegati per la sola rimozione di H_2S .

Absorbimento fisico con acqua

L'assorbimento con lavaggio acqua, come detto, è un processo fisico idoneo a trattare la rimozione di entrambi i componenti; nella configurazione che opera sotto pressione consente di ridurre il volume della colonna. È però un sistema caratterizzato da ingenti consumi energetici.

Absorbimento fisico con altri fluidi

È possibile adottare varie tipologie impiantistiche per l'assorbimento fisico, operanti con diversi tipi di fluido.

Nel processo Selexol non è possibile desorbire i composti solforati a pressione atmosferica, è necessaria una rigenerazione a vuoto.

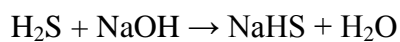
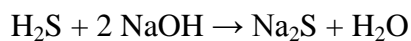
Il processo Rectisol permette invece di separare le due specie in modo selettivo.

Altri processi poco differenti sono stati citati nel paragrafo relativo alla rimozione della CO₂.

Absorbimento chimico in soluzioni di idrossido di sodio

Come già esposto per la rimozione della CO₂, si possono realizzare dei sistemi misti di assorbimento fisico-chimico, aggiungendo opportuni reagenti all'acqua.

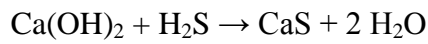
Una soluzione acquosa di NaOH può essere usate per separare l'idrogeno solforato dal biogas. Le due specie reagiscono formando solfuro o idrosolfuro di sodio, secondo le stesse reazioni che avvengono nei bioscrubbers.



I prodotti sono due sali insolubili, in questo caso non è quindi possibile la rigenerazione.

Absorbimento chimico in soluzioni di idrossido di calcio

Analogamente all'uso di idrossido di sodio, con idrossido di calcio l' H_2S reagisce a dare solfato di calcio.

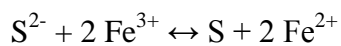
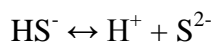
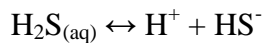


Absorbimento chimico con ammine

Il fluido più adatto all'abbattimento simultaneo di CO_2 e H_2S è la metildietanolamina. Gli altri processi ad ammine sono consigliati per la separazione della sola anidride carbonica.

Absorbimento chimico in soluzioni di chelato ferrico

In soluzioni di chelato di ferro gli ioni Fe^{3+} sono ridotti a Fe^{2+} in un processo in cui l'idrogeno solforato è ossidato a zolfo elementare.



L'impianto consiste in un serbatoio contenente una soluzione ionica di ferro in concentrazioni di 0,01 ÷ 0,05% in peso in cui è circolato il biogas con una minima aggiunta di aria. Se il biogas contiene l'ossigeno sufficiente alla rigenerazione degli ioni di ferro si può usare un solo reattore; se invece non è tollerata la presenza di ossigeno nel biogas, è necessario un secondo reattore in cui la soluzione viene rigenerata con aria. I prodotti solidi si depositano sul fondo del reattore e vanno periodicamente rimossi.

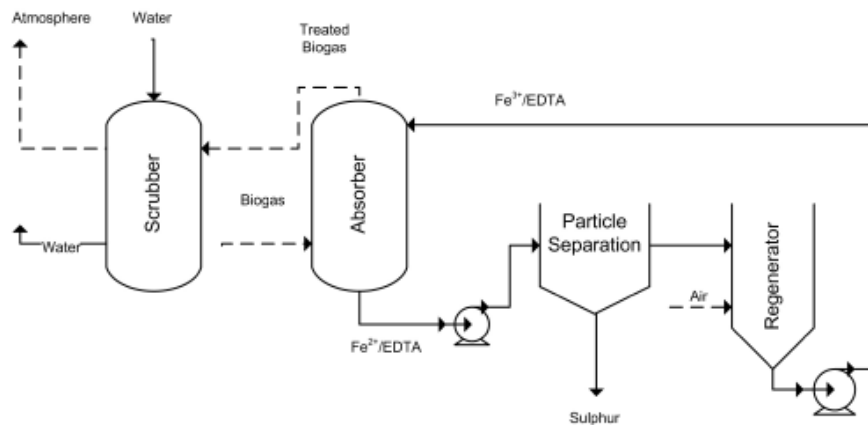
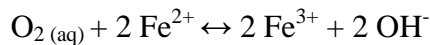


Fig. 4.18 Sistema di chemisorbimento di H₂S con chelato di ferro, impianto con rigenerazione (DMT)

Le seguenti reazioni mostrano come l'ossigenazione rigenera la soluzione:



Absorbimento in schiume

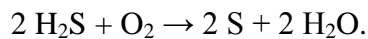
L'idrogeno solforato può essere rimosso per assorbimento su schiume prodotte da tensioattivi (surfattanti). Occorre far passare la corrente di biogas attraverso le schiume. Per garantire il contattamento è necessario che la velocità del gas sia estremamente bassa, per tale motivo questo metodo può essere applicato solo su piccole scale. L'adozione di questa tecnologia per grandi portate di gas richiederebbe reattori di dimensioni eccessive.

4.2.4 Adsorbimento

Su carboni attivi impregnati

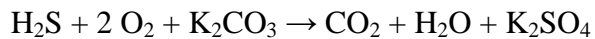
L'adsorbimento di H₂S su carboni attivi è attuabile e conveniente se il biogas non contiene ossigeno e se la concentrazione iniziale è elevata; l'idrogeno solforato aderisce direttamente sulla superficie dei carboni. Le efficienze di rimozioni ottenibili in questo modo sono scarse. Per migliorare i risultati si

usano carboni attivi impregnati di appositi agenti catalizzatori che favoriscono la conversione dell'idrogeno solforato a zolfo elementare. Esistono svariati catalizzatori adatti allo scopo, il più usato è lo ioduro di potassio (KI), aggiunto al carbone nella proporzione dell'1 ÷ 5% in peso. In presenza di ossigeno e acqua, a temperatura e pressione ottimale (50 ÷ 70 °C; 7 ÷ 8 bar) viene così catalizzata la reazione:



Questo catalizzatore ha il vantaggio di prevenire la formazione di acido solforico, che sarebbe controproducente per la desolforazione.

In alternativa si può utilizzare carbonato di potassio (K_2CO_3) in dosature del 10 ÷ 20% in peso, col quale a circa 50 °C si forma solfato di potassio, che si deposita sui carboni.



Tra gli altri, un buon impregnante è il permanganato di potassio (KMnO_4).

È possibile sostituire o rigenerare sul posto i carboni. Per la rigenerazione serve un flusso di aria o vapore ad alta temperatura (almeno 450 °C) con cui contattare il letto di adsorbente saturo.

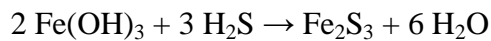
L'adsorbimento su carboni attivi impregnati è il metodo più comunemente utilizzato per l'abbattimento dei composti solforati prima della rimozione dell'anidride carbonica con il processo PSA.

Su setacci molecolari

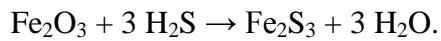
Come già trattato per la rimozione dell'anidride carbonica si può depurare il metano su appositi setacci molecolari che trattengono le molecole più grandi del CH_4 . Lo svantaggio di questa tecnica è rappresentato dalla perdita di una quota consistente di metano, circa il 10%.

Su ossidi di ferro

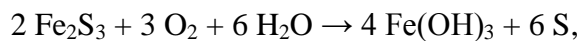
In questo processo l'idrogeno solforato è adsorbito su idrossido ferrico (idrossido di ferro (III), $\text{Fe}(\text{OH})_3$) o su ossido ferrico (ossido di ferro (III), Fe_2O_3). È un sistema di desolforazione a secco che prevede la conversione di H_2S a solfuro ferrico (solfuro di ferro (III)):



oppure



Piccole masse di questi ossidi/idrossidi sono collocate in contenitori a torre in cui viene fatto fluire il biogas. La rigenerazione avviene introducendo aria nel biogas, inducendo la reazione



secondo la quale, oltre al reagente di partenza, viene prodotto zolfo elementare.

Nel caso di alte portate (sopra i $200 \text{ m}^3/\text{h}$) è bene prevedere due letti da operare alternativamente permettendo la rigenerazione e il funzionamento in continuo. Durante la rigenerazione lo zolfo prodotto si deposita sull'adsorbente, riducendone la superficie, è bene dunque sovradimensionarne il carico.

La reazione di adsorbimento è leggermente esotermica e procede per temperature superiori ai $12 \text{ }^\circ\text{C}$ (campo ottimale $25 \div 50 \text{ }^\circ\text{C}$).

I materiali normalmente utilizzati come adsorbenti sono:

- lana fine d'acciaio ossidata;
- scaglie di legno artificialmente ricoperte di ruggine;
- pellets in "red mud", un sottoprodotto dell'estrazione mineraria dell'alluminio.

I pellets sono il prodotto con il più elevato rapporto superficie-volume. 1 kg di questo materiale è in grado di adsorbire 500 g di H₂S.

Le scaglie di legno hanno un minor rapporto superficie volume ma sono avvantaggiate da una molto inferiore massa volumica. 1 kg di queste adsorbe fino a 200 g di H₂S. Inoltre è un prodotto molto economico.

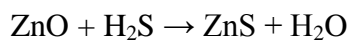
La tabella 4.2 riporta i parametri caratteristici di una torre di desolforazione ad ossido/idrossido di ferro, con capacità di trattamento di biogas di 1000 Nm³ giornalieri.

Tab 4.2 Parametri caratteristici torre a ossido di ferro

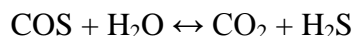
Concentrazione iniziale H ₂ S	1 ÷ 2 g/Nm ³
Concentrazione H ₂ S dopo desolforazione	0 ÷ 20 mg/Nm ³
Consumo aria	1 Nm ³ /h
Diametro torre	1 ÷ 3 m
Altezza torre	2 ÷ 3 m
Perdita di carico	25 mbar
Costi operativi	0.0095 €/Nm ³ biogas

4.2.5 Reazione con zinco

Nei più piccoli impianti agricoli si può ottenere biogas a basso tenore di H₂S flussandolo su letti di ossido di zinco, provocando la reazione:



Lo zolfo rimane intrappolato nel letto solido, che è generalmente costituito da cartucce sostituibili. Solfuro di carbonile e mercaptani vengono simultaneamente rimossi se portati ad H₂S per idratazione.



Con questo metodo si può scendere a concentrazioni di 1 mg/Nm³.

4.2.6 Reazione con alginati

Esiste la possibilità di desolfurare il biogas con dei reattori contenenti particolari alghe ma il metodo non è mai stato messo in pratica per motivi economici. Ben più promettente appare la prospettiva di aggiungere alginato di sodio al substrato. L'alginato di sodio è ottenuto dalla parete cellulare delle alghe marine ed è un prodotto che ha già numerosi impieghi industriali, alimentari e farmaceutici. Aggiungendolo al substrato in proporzioni di 1:10000 la concentrazione di acido solfidrico scende sotto i 20 mg/Nm³. Si assiste inoltre ad una incrementata produzione di metano ed a una riduzione della formazione di ammoniaca.

4.2.7 Ossidazione diretta

Quando la concentrazione di H₂S è estremamente elevata, superiore a 15000 mg/Nm³, diventa economicamente valida la scelta di effettuare una ossidazione catalitica diretta in un processo Claus. Si ha produzione di zolfo, rilasciato in forma liquida. La reazione richiede un flusso preriscaldato di aria e combustibile.

La tabella 4.3 riporta un confronto immediato e qualitativo tra le varie tecnologie di desolforazione del biogas. Permette di visualizzare l'entità dei costi e alcune della peculiarità dei processi.

La tabella 4.4 riporta invece un confronto tra varie tecnologie di depurazione del biogas, principalmente da CO₂ e H₂S, con un accenno schematico anche ai costi ed ai parametri operativi dei processi

Tab. 4.3 Confronto tecnologie di desolfurazione

Tecnologia	Costi investimento	Costi operativi	Immiss. aria	Decontaminazione	Note
Desolfurazione biologica interna	-	-	Sì	Molto grossolana	Tempi di carico lenti Rischio inibiz. con poca aria
Desolf. biol. Con trickling filter	+	-	Sì	Grossolana	
Desolf. biol. con bioscrubber	++	-	No	Grossolana	
Pretratt. substrato con FeCl ₃	+	++	No	Grossolana	
Absorbimento (chelato di Fe)	-	-	Sì	Grossolana	
Adsorbimento su Fe(OH) ₃	++	+	Sì	Fine	Alto costo smaltimento
Adsorbimento su Fe ₂ O ₃	++	+	Sì	Fine	Alto costo smaltimento
Ads. su carboni attivi impregnati	-	++	No	Fine	
Reazione con zinco	-	++	No	Fine	Alta T
Absorbimento in schiume Abs. in glicole e etanolammine	+	+	No	Fine	Solo per basse portate
Reazione con alginati	-	+	Sì	Fine	
Ossidazione diretta	+	++	Sì	Fine	Breve vita catalizzatori

++: molto alti; +: alti; --: molto bassi; -: bassi.

Tab. 4.4 Confronto tecnologie di depurazione

Tecnologia	Rimuove	T [°C]	P [bar]	Costi *	
				investim.	operativi
<i>abs. fisico</i>					
Acqua	CO ₂ , H ₂ S, PM	5 - 25	10 - 12	+	+
Purisol	CO ₂ , H ₂ S	< 40	10 - 20	+	+
Rectisol	CO ₂ , H ₂ S, HCN, COS	< 40	10 - 20	+	+
Selexol	CO ₂ , H ₂ S, COS, CS ₂	< 40	10 - 20	+	+
Sulfinol	CO ₂ , H ₂ S, COS	< 40	10 - 20	+	+
Sepasolv	CO ₂	< 40	10 - 20	+	+
<i>abs. chimico</i>					
K ₂ CO ₃ (10% in acqua)	CO ₂	< 40	20 - 30	+	++
K ₂ CO ₃ (20-30% in acqua)	CO ₂ , H ₂ S	< 40	20 - 30	+	++
NaOH (8% in acqua)	CO ₂ , H ₂ S	< 40	20 - 30	+	++
NH ₃ (5% in acqua)	CO ₂	< 40	20 - 30	+	++
Amisol (metanolammine)	CO ₂ , H ₂ S, COS, mercaptani	< 40	20 - 30	+	++
MEA (10-20% in acqua)	CO ₂	< 40	20 - 30	+	++
MDEA (10-25% in acqua)	CO ₂ , H ₂ S	< 40	20 - 30	+	++
<i>adsorbimento</i>					
Zeoliti	CH ₄ , N ₂	< 40	1 o 10-12	++	-
Carboni attivi	CO ₂ , H ₂ S, COS, H ₂ O, O ₂ , NH ₃ , Hg	< 40	1 o 10-12	++	-
<i>membrane</i>					
	tutti	< 40	1 o 25-30	++	++
<i>condensazione criogenica</i>					
	CH ₄	< -80	200	++	++

* ++: molto adatto; +: adatto; -: poco adatto; --: inadatto

4.3 Rimozione dell'acqua

Il biogas, sia prodotto per digestione anaerobica controllata sia da discarica, è fornito saturo di vapore acqueo. Per fare in modo che non si creino condense, che potrebbero danneggiare l'impianto di trattamento, si rende spesso necessaria

un primo abbattimento del contenuto d'acqua per avere un'umidità relativa del biogas inferiore al 60%. Il biometano per autotrazione richiede contenuti d'acqua bassissimi, specifica che rende necessaria un'ulteriore essiccazione molto più spinta. Nella catena di upgrading possono essere presenti processi che richiedano un valore minimo di umidità del gas e/o altri per i quali sia richiesta una preventiva accurata deumidificazione. Per questo motivo i dispositivi per l'abbattimento del contenuto idrico dovranno essere collocati nel punto più opportuno dell'impianto a seconda delle sue esigenze.

4.3.1 Condensazione

Il metodo più comunemente usato per ridurre il contenuto di vapore acqueo nel biogas è di provocarne la condensazione e sottrarre la fase liquida.

Il metodo più semplice, frequentemente utilizzato in impianti di industrie agro-zootecniche per una prima riduzione della temperatura di rugiada del gas, consiste nel far circolare il gas in condotti posti sottoterra. I tubi vengono usualmente disposti in orizzontale con una leggera inclinazione per permettere il deflusso del liquido e delle vasche per permetterne la raccolta. Con questo sistema si sfrutta nelle stagioni calde la minore temperatura del suolo e si evita - nei mesi freddi - di arrivare a temperature eccessivamente basse, a cui è connesso il rischio di solidificazione delle condense.

In alternativa si può far condensare l'acqua su scambiatori freddi. La fonte frigorifera può essere acqua di falda o un'apposita macchina frigorifera. È comunque possibile utilizzare altri fluidi freddi se disponibili nell'impianto.

La condensazione dell'acqua può essere altresì indotta per compressione del biogas e questa possibilità deve essere tenuta in particolare considerazione dato che l'upgrading del biogas a biometano prevede necessariamente la sua compressione.

Per raggiungere risultati migliori è possibile far avvenire la condensazione in stadi successivi di raffreddamento e compressione.

4.3.2 Assorbimento

Per taglie d'impianto molto grandi risulta conveniente disporre di sistemi ad assorbimento. Come liquidi assorbenti si utilizzano sovente sostanze glicoliche come glicole o trietilenglicole. Esse ritengono altri componenti del biogas come idrocarburi a catena lunga, presenti soprattutto in gas da discarica.

In alternativa possono essere impiegate soluzioni di sali igroscopici quali LiCl (cloruro di litio), LiBr (bromuro di litio), cloruro di calcio (CaCl_2) o di sodio (NaCl). È necessaria la periodica reintegrazione dei sali.

La rigenerazione deve avvenire ad alta temperatura. Per effettuare l'assorbimento e la rigenerazione sono necessarie due colonne.

4.3.3 Adsorbimento

Per portate di biogas da depurare medie od indicativamente fino a 100000 Nm^3/h sono normalmente adottati impianti ad adsorbimento. I materiali adsorbenti comunemente utilizzati sono allumina, gel di silice, carboni attivi o setacci molecolari (zeoliti). Vengono utilizzati in processi discontinui (adsorbimento - rigenerazione) con letti fissi, tipo PSA o TSA.

L'adsorbimento può essere effettuato sotto pressione (6 ÷ 10 bar) o a pressione atmosferica. Nel primo caso una quota del gas depurato e compresso è usato per la rigenerazione, per poi riciclarlo nel letto di adsorbimento; nel secondo si preferisce effettuare una rigenerazione ad aria a pressione subatmosferica, con lo svantaggio di contaminare il biogas con aria nella fase iniziale di adsorbimento sul letto appena rigenerato.

Questi metodi sono quelli che garantiscono il rispetto delle specifiche più stringenti; per un aumento dell'efficienza di rimozione degli adsorbenti è possibile ricircolare gas già disidratato al letto adsorbente.

I processi di adsorbimento, come quelli di assorbimento, presentano costi operativi e di investimento molto elevati, sono quindi da adottare solo se è essenziale raggiungere deumidificazioni molto spinte, come quelle sul biometano per trazione veicolare.

4.4 Rimozione di ossigeno e azoto

Il biometano per trazione non presenta specifiche particolarmente stringenti per questi composti, per cui la rimozione si può rendere necessaria solamente per raggiungere l'arricchimento in metano desiderato. Ossigeno e azoto possono essere facilmente separati dal biogas in processi già presenti nell'impianto di depurazione. Ad esempio i carboni attivi, i setacci molecolari, le membrane selettive e l'adsorbimento con PSA sono utili a questo scopo.

4.5 Rimozione dell'ammoniaca

L'ammoniaca può trovarsi nei biogas in quantità considerevoli, specie nella produzione da scarti alimentari, dipendentemente dalla stabilità del processo di fermentazione. Con un adeguato esercizio dell'impianto il contenuto di ammoniaca può essere ridotto al minimo, tuttavia per rispettare i limiti sul biometano si rivela quasi sempre necessario un ulteriore abbattimento. Esso è

effettuato da sistemi di rimozione dedicati ad altri inquinanti che però hanno buone capacità di separazione anche per questo componente.

Esiste anche un metodo per abbattere il contenuto di ammoniaca nel substrato: è un processo noto con il nome commerciale di ANAStrip® (figura 4.18). Esso effettua un desorbimento in una colonna di stripping per mezzo di un gas caldo (massimo 80 °C) e bassa pressione. Il gas lascia la colonna arricchito in ammoniaca quindi entra in una colonna di lavaggio in cui l'ammoniaca è assorbita in una soluzione acquosa di solfato di calcio col quale reagisce formando solfato d'ammonio e calcare.

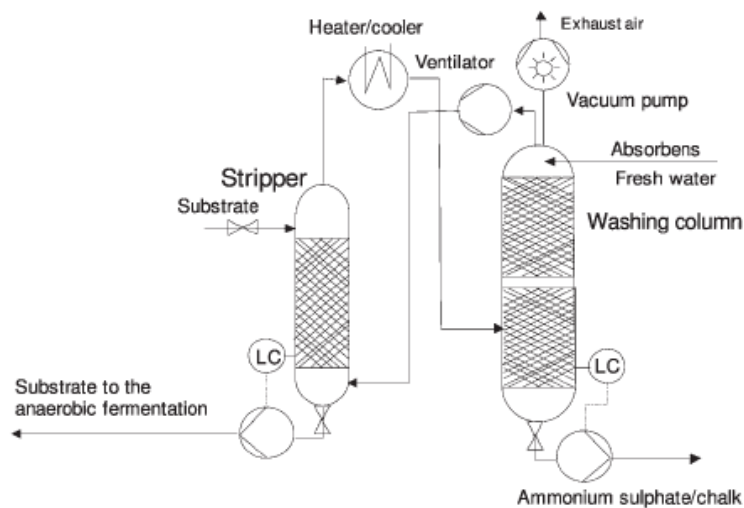
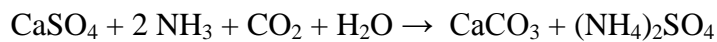


Figura 4.19 Processo ANAStrip®

Si tratta di un metodo utilizzato principalmente per condizionare le caratteristiche del substrato in termini di pH e composizione ma ha un utile riscontro nella riduzione dell'ammoniaca nel biogas prodotto.

4.6 Rimozione del particolato solido

Una prima grossolana filtrazione è effettuata in genere con cicloni o filtri in ghiaia o sabbia, per la rimozione di solidi di grossa pezzatura portati in sospensione dal biogas, grassi ed eventuali schiume. A questa devono seguire stadi successivi di filtrazione finalizzati a rimuovere anche le particelle più piccole. Le specifiche svedesi indicano il diametro massimo delle particelle in 5 μm . La filtrazione può essere ottenuta con diversi dispositivi, tipicamente meccanici. Non va trascurato il contributo positivo dei vari sistemi di lavaggio (scrubbing), presenti nell'impianto per altri scopi, alla depolverazione del biogas.

4.7 Rimozione dei composti alogenati

La rimozione degli idrocarburi alogenati è necessaria per evitare i problemi di corrosività ad essi legati e perché, combustibili, darebbero luogo a emissioni fortemente inquinanti.

Per adsorbimento sono trattenibili da carboni attivi specificamente prodotti per questi composti e agenti da setaccio molecolare. I carboni vengono utilizzati apposti in reattori tubolari da sottoporre alternativamente a rigenerazione e adsorbimento. Si rigenerano con temperature di circa 200 °C e gli idrocarburi alogenati desorbiti in fase vapore vengono allontanati con una corrente di purga di gas inerte. Un buon abbattimento di questi composti, complementare o alternativo a quello indicato, si ottiene anche da altri metodi utilizzati per la desolfurazione e per la rimozione della CO₂.

4.8 Rimozione dei silossani

Già sono stati citati i motivi per cui è richiesta nel biometano per trazione veicolare una concentrazione molto bassa di silossani, dell'ordine dei $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$.

Sono attuabili svariate tecniche per la loro rimozione, alcune delle quali convenientemente integrabili nella catena di upgrading.

4.8.1 Assorbimento

L'assorbimento dei silossani è praticabile in apposite miscele di solventi organici non volatili, principalmente idrocarburi, in colonne a spray o impaccate. I liquidi vengono rigenerati a basse pressioni e alte temperature.

Il principale svantaggio di questa tecnologia è costituito dall'impossibilità di raggiungere rimozioni complete dovuta al fatto che i silossani più volatili vengono facilmente strappati dal solvente dal flusso di biogas stesso.

Il problema si verifica in quanto il processo è puramente fisico: se l'inquinante si legasse chimicamente al fluido assorbente non potrebbe desorbire facilmente perché convertito in un composto a bassa volatilità.

4.8.2 Adsorbimento

I silossani si possono separare con altissime efficienze dal biogas tramite adsorbimento su materiali come carboni attivi, setacci molecolari, pellet polimerici, allumina attivata. Molti dei materiali in grado di rimuovere i silossani sono in grado di separare dal biogas anche l'acqua e altri microinquinanti. Per questo motivo, se è possibile rimuovere l'acqua con altre

tecniche più economiche, è bene farlo prima di utilizzare questi materiali per abbattere il contenuto di silossani.

Essiccando preventivamente il gas si ottengono maggiori efficienze di rimozione sui silossani e non si rende necessario un eccessivo sovradimensionamento dell'impianto. Tuttavia rimane l'esigenza di caricare dosi di adsorbente maggiori di quelli teoricamente prevedibili, poiché svariati altri microinquinanti possono legarsi ai media adsorbenti, accorciando la vita del letto rispetto a quella attesa.

I carboni attivi sono difficilmente rigenerabili dai silossani, di conseguenza se ne dispone la sostituzione periodica. Questo aspetto è determinante nel costo del trattamento, che diviene ingente.

Anche l'uso di gel di silice è costoso ma la possibilità di un loro impiego nell'essiccazione del biogas li rende tecnicamente interessanti.

4.8.3 Condensazione criogenica

La condensazione dei silossani è un metodo di rimozione possibile ma costoso se non integrato in impianti dove si applicano già tecniche criogeniche.

In caso di arricchimento del biogas effettuato con condensazione criogenica della CO₂, si rivela invece interessante perseguire questa tecnica e ancor più se è prevista la condensazione del metano stesso.

Alle temperature a cui si fa condensare l'anidride carbonica l'efficienza di rimozione dei silossani è del 99.3% circa. Sulla base di questo dato, a seconda della concentrazione iniziale può essere necessario o meno intervenire con tecniche aggiuntive per abbattere più radicalmente i silossani. Date le specifiche per l'uso in motori otto e note le concentrazioni medie di questo inquinante nei biogas, si prevede che successivamente alla condensazione sia opportuno

disporre di un sistema di abbattimento ulteriore dei silossani, preferibilmente basato su tecniche di adsorbimento.

4.8.4 Abbattimento chimico

La conversione chimica di questi composti è possibile per idrolisi, con catalizzatori acidi o caustici, del legame silicio – ossigeno. Per via dell'alta stabilità di questi composti la reazione necessita di pH molto bassi e/o alte temperature. Le efficienze ottenibili con questo processo sono piuttosto basse, insufficienti a portare il gas alle condizioni desiderate.

4.8.5 Trattamento perossidativo sul substrato

Un recente studio [16] ha messo in luce la possibilità, fino a prima non considerata, di operare una prima parziale riduzione del contenuto di silossani attraverso un pretrattamento chimico del substrato di digestione.

Il processo implica di far avvenire reazioni perossidative in modo da trasformare i silossani in altri composti silicei più leggeri e ridurre la sua concentrazione nel biogas, riducendo la volatilità di questi composti prima della digestione. Le sperimentazioni hanno dimostrato abbattimenti medi del 50% per i vari tipi di silossano e dell'85% per il silossano D4.

Si tratta di un processo interessante per effettuare economicamente una riduzione preliminare dell'inquinante, sottraendo una buona quota di contaminante ai processi che ne perfezionano la rimozione, a vantaggio delle purezze ottenibili.

4.8.6 Trattamento biologico

Studi molto recenti [21] dimostrano la possibilità di effettuare una rimozione dei silossani volatili basata sulla degradazione batterica. La biodegradazione agisce trasformando le complesse molecole silossaniche in acido orto silicico (tetraidrossisilano) Si(OH)_4 ed anidride carbonica, per poi formare sali ortosilicati.

Il trattamento si può effettuare dosando dei batteri (*Fusarium oxysporum* e *Arthrobacter*) in filtri a gocciolamento (trickling filters) in cui avvengono le reazioni e che ne trattengono i prodotti. Se ben sviluppata, questa tecnica può rivelarsi valida per effettuare un buon abbattimento di questi componenti inquinanti, promettendo costi operativi ben inferiori da quelli presentati dalla classica tecnologia a carboni attivi.

4.9 Trattamento dei flussi di scarto

I vari sistemi di separazione degli inquinanti producono delle correnti di scarto (in genere aria o acqua) contenenti i contaminanti rimossi dal biogas e tracce di metano. È da evitare il rilascio in ambiente di composti inquinanti, in particolare l'idrogeno solforato ed il metano, quest'ultimo per l'accentuato effetto climalterante. Per flussi sia liquidi che aeriformi contaminati da composti solforati è possibile applicare con successo tecnologie depurative basate su processi biologici. Per il trattamento di una miscela gassosa, il metodo più semplice consiste nell'uso di un biofiltro in cui il gas attraversa uno strato in terreno naturale, oppure compost o torba.

In questo modo si verifica dapprima una rapida ossidazione dei solfuri a solfati operata da microrganismi, accompagnata da un aumento di conduttività e da una diminuzione di pH. In queste condizioni il filtro, pur conservando la propria efficacia di rimozione nei confronti dell'idrogeno solforato, perde efficienza nei

confronti di altri inquinanti. E' quindi necessario, specialmente nel caso in cui il tenore in idrogeno solforato dell'aria risulti elevato, correggere tale stato; normalmente ciò avviene mediante un sistema di innaffiamento del letto che, mantenendo una sufficiente umidità nello stesso, crea le condizioni ottimali per la vita dei microrganismi e, contemporaneamente, facilita l'utilizzazione dei solfuri disciolti.

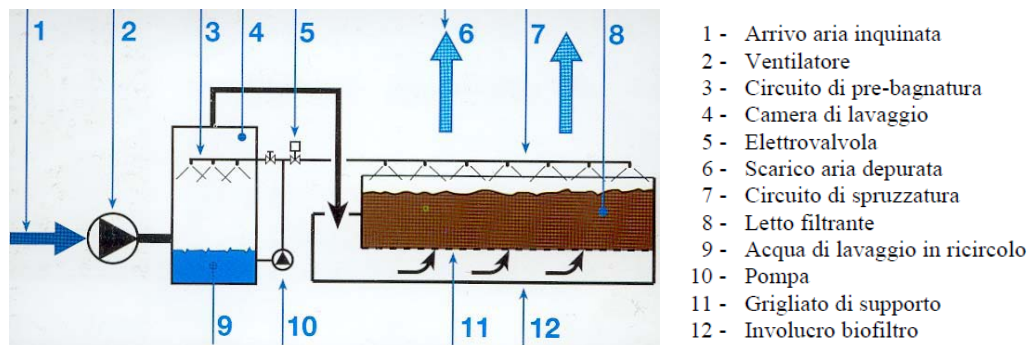


Fig 4.20 Schema funzionale di un biofiltro (AirClean)

L'efficienza del filtro dipende dal carico applicato, dalla natura e dall'umidità del letto filtrante, dalla temperatura e dalla concentrazione di sostanze inquinanti nel flusso aeriforme. Il dimensionamento viene effettuato sulla base della velocità e del tempo di contatto del flusso d'aria.

Un metodo di maggior raffinatezza tecnica è invece costituito da torri di lavaggio biologico. Con esse è possibile un più efficace controllo delle emissioni finali.

Per quanto riguarda invece il metano contenuto nei flussi di scarto è necessario prevederne l'ossidazione. Si può effettuare utilizzando il flusso di scarto come comburente in un motore a combustione interna (se previsto) o ad una torcia. In alternativa è possibile utilizzare dei sistemi statici di ossidazione catalitica senza fiamma dai quali è anche possibile recuperare calore. Il metano è ossidato anche se presente nel flusso d'aria in concentrazioni tali da non dare luogo a miscele infiammabili, non è quindi necessario l'apporto di combustibile aggiuntivo.



Fig 4.21 Ossidatore flameless (MEGTEC)

Capitolo 5: Biogas upgrading

Con il termine *upgrading* del biogas indicheremo l'insieme di processi per portare il gas "grezzo" a condizioni di purezza conformi alle specifiche stabilite per l'uso in autotrazione e ad una pressione sufficiente all'uso in stazioni di rifornimento per veicoli. Un impianto di upgrading fornisce quindi biometano compresso, chiamato anche CBM (compressed bio-methane) di qualità idonea all'impiego in impianti di distribuzione di CNG (compressed natural gas) e per l'alimentazione di veicoli a metano. In questo capitolo si vogliono proporre, una volta definite le modalità di riscaldamento del fermentatore, alcuni processi per effettuare l'upgrading, ponendo la base per un loro confronto prestazionale ed energetico.

5.1 Obiettivi del lavoro

In questa Tesi si vuole affrontare con un approccio multidisciplinare il tema dell'uso di biometano ottenuto dall'upgrading di biogas per la trazione veicolare. I primi due capitoli espongono i motivi per cui si ritiene utile approfondire l'argomento e i potenziali vantaggi che si avrebbero

nell'applicazione di questa tecnologia al fine di incidere in modo economicamente sostenibile sulla quota di FER nei consumi energetici totali.

Si vuole inoltre indagare sulle prestazioni delle varie tecnologie che possono essere adottate per l'operazione di upgrading, anche con attenzione ai processi di più recente perfezionamento. A questo scopo, dopo la determinazione di una composizione media del biogas e l'adozione di una specifica sul prodotto finale, si effettuerà un confronto dei consumi energetici di cinque processi proposti.

A ciò seguirà l'analisi economica dell'upgrading del biogas per trazione, tenendo come impianto di confronto quello che prevede la generazione elettrica da biogas con motori a combustione interna, ovvero la soluzione più diffusa in Italia per lo sfruttamento del biogas e di buona maturità tecnologica.

5.2 Specifiche funzionali dell'impianto

Questa operazione di upgrading differisce dalla depurazione del biogas che si effettua normalmente per l'immissione nella rete del gas naturale principalmente per l'entità della compressione. Altre differenze possono riscontrarsi nella purezza del gas prodotto in quanto, a seconda delle normative di ogni Paese, le specifiche imposte per le due applicazioni possono essere diversificate.

Per il rifornimento del gas in distributori a carica lenta, utilizzati in genere per flotte di veicoli dedicati al trasporto pubblico, è sufficiente una pressione di poco superiore a quella di accumulo nelle bombole dei veicoli (200 bar), e quindi anche inferiore ai 250 bar. I distributori veloci, in grado di rifornire di gas i veicoli in pochi minuti e utilizzati per clientele private, richiedono invece che il biometano sia disponibile a pressioni di 300 ÷ 350 bar.

La progettazione del processo di upgrading va effettuata conoscendo la composizione del biogas e le specifiche del biometano che si intende produrre. È poi necessario individuare la tecnologia di arricchimento e verificare l'effetto che questa ha sulla depurazione dagli inquinanti. Costituendo una catena di upgrading è necessario tener conto dei requisiti di ogni processo, in particolare sulla tolleranza dei vari stadi ai diversi inquinanti che possono essere presenti. Inoltre è necessario conoscere le pressioni e le temperature ottimali dei diversi processi.

Nella progettazione di questa catena sarà opportuno minimizzare il numero di processi che la compongono (e soprattutto i costi) a parità di obiettivi raggiunti.

Per una scelta di questo tipo sono molti gli aspetti che concorrono alla valutazione della bontà dei processi: è bene infatti affiancare alla usuale analisi economica, comprendente le stime dei costi operativi e d'investimento, anche lo studio dei consumi energetici, della complessità impiantistica, dell'impatto ambientale. Nel seguito verranno esaminate varie tecnologie impiegabili per effettuare il processo di upgrading del biogas.

La maggiore o minore efficacia di un processo di depurazione rispetto ad altri dipende da molti fattori, come il peso che si attribuisce ad ognuno degli aspetti su cui si basa la comparazione. Inoltre la composizione del biogas grezzo e la purezza da raggiungere sono determinanti nel discriminare le tecnologie da adottare. Alla luce di ciò è opportuno effettuare un confronto a parità di condizioni iniziali e finali del gas.

Si riporta in tabella 5.1 una composizione del biogas tipica per un digestore che tratta scarti agricoli e zootecnici. Questi valori saranno assunti come riferimento per la scelta delle tecnologie di depurazione.

I dati sono riferiti al gas secco. Per analizzare il gas umido si consideri che questo esce dal digestore saturo di vapor d'acqua; alle temperature tipiche del

processo di fermentazione anaerobica in condizioni mesofile (35 – 38°C) la frazione volumetrica di vapore è di circa il 4%.

Tab. 5.1 Composizione fissata del biogas

	U.d.m.	Composizione biogas
Metano (CH ₄)	%vol	60
Anidride carbonica (CO ₂)	%vol	39
Idrogeno solforato (H ₂ S)	ppm	300
Azoto (N ₂)	%vol	0,2
Ossigeno (O ₂)	%vol	0,1
Ammoniaca (NH ₃)	ppm	80
Cloro totale (come Cl ⁻)	mg/Nm ³	3
Silossani	mg/Nm ³	0,1
Idrogeno (H ₂)	%vol	0,3
Monossido di carbonio (CO)	%vol	0,1
Mercaptani	mg/Nm ³	0,1
CFC	mg/Nm ³	50
%vol riferite al gas secco		

Perché si possa quantificare l'efficienza richiesta ad ogni stadio del processo di trattamento è necessario conoscere i valori massimi ammissibili di ogni componente da separare. Come detto nei capitoli precedenti non esiste uno standard internazionale sul biometano per trazione. Si è quindi stabilito di fare riferimento ad un biometano la cui composizione, riportata in tabella 5.2, risponda alle specifiche fissate dagli standard nazionali esistenti per il metano da autotrazione, in modo da non incorrere in problemi normativi.

Naturalmente, nella progettazione dell'upgrading, si può valutare la possibilità di derogare alcuni dei vincoli indicati purché le conseguenze tecniche derivanti siano di entità trascurabile. Ad esempio il contenuto minimo di metano nella specifica proposta è del 97% in volume sul gas secco, in accordo con la più stringente delle specifiche locali esistenti. Se però una tecnologia di arricchimento può portare il contenuto di metano ad un valore massimo lievemente inferiore (di uno o due punti percentuali) ma presenti notevoli punti di forza nel complesso, non sarà necessariamente da accantonare. La tecnologia

potrebbe essere comunque sviluppata per valutarne la validità complessiva, tenendo conto dell'incompleto soddisfacimento della specifica.

Tab. 5.2 Proposta di specifiche sul biometano per trazione

	U.d.m	Limite
Indice di Wobbe inf.	MJ/Nm ³	45,5
Indice di Wobbe sup.	MJ/Nm ³	48,2
Pt. rugiada dell'acqua	°C	5°C inferiore alla T _{amb} min.
Potere calorifico sup.	kWh/Nm ³	10,7
H ₂ O massima	mg/Nm ³	5
CH ₄ minimo	% _{vol}	97
CO ₂ massima	% _{vol}	3
O ₂ massimo	% _{vol}	0,5
CO ₂ + O ₂ + N ₂ max.	% _{vol}	3
H ₂ massimo	% _{vol}	0,5
H ₂ S massimo	mg/Nm ³	10
S totale massimo	mg/Nm ³	14,3
Particolato, diametro max.	µm	5

Dalla composizione attesa del biogas si ottiene una massa molare riferita al gas secco di 27,2 kg/kmol.

Per la progettazione dell'impianto di trattamento e distribuzione del biometano è inoltre necessario definire il valore della pressione a cui dev'essere fornito il gas. Desiderando realizzare stazioni di rifornimento rapido si ipotizza di portare il biometano alla pressione di 300 bar.

Per poter confrontare diverse tecnologie di upgrading è opportuno fissare, oltre alle composizioni iniziale e finale, anche una taglia d'impianto di riferimento. Si adotta qui come indicatore della taglia la portata di 250 Nm³/h (0,08427 kg/s) di biogas grezzo secco.

5.3 Tipologie di impianti di upgrading

In questo capitolo verranno esaminate le varie configurazioni impiantistiche in grado di portare il biogas dalle condizioni iniziali a quelle finali come indicate nel paragrafo precedente e alla pressione di 300 bar. L'identificazione di questi processi è necessaria per effettuare confronti tra le tecnologie adottabili.

Sono state prese in considerazione sia soluzioni impiantistiche basate su tecnologie innovative, sia impianti basati su configurazioni consolidate o di cui esistono impianti pilota; si sono anche rielaborate le sequenze dei vari stadi di depurazione. I criteri utilizzati per effettuare le diverse scelte sono riconducibili al perseguimento della migliore efficienza energetica e della minimizzazione dei costi, compatibilmente con le esigenze e coi limiti tecnologici messi in luce dall'esercizio degli impianti esistenti o ipotizzabili per buona tecnica.

Le proposte di seguito riportate verranno titolate secondo la denominazione della tecnologia principale adottata (quella di arricchimento) pur comprendendo numerosi altri processi che nell'insieme costituiscono la catena di upgrading.

5.3.1 Processo A: Chemisorbimento

Rimozione CO₂: assorbimento chimico in ammine (cfr 4.1.1) a bassa pressione.

Rimozione H₂S: bioscrubber (cfr 4.2.2): effettua la separazione della gran parte dei composti solforati, portandone la concentrazione fino ad alcune decine di parti per milione. È la prima operazione da effettuare sul biogas grezzo.

Carboni attivi impregnati con KI (cfr 4.2.4): portano la concentrazione di H₂S a circa una parte per milione, completando così l'abbattimento. Per il funzionamento è necessario l'apporto di modeste quantità d'aria nel gas trattato. Questa fase è da collocare dopo l'arricchimento in metano. I carboni sono da sostituire quando saturi di zolfo.

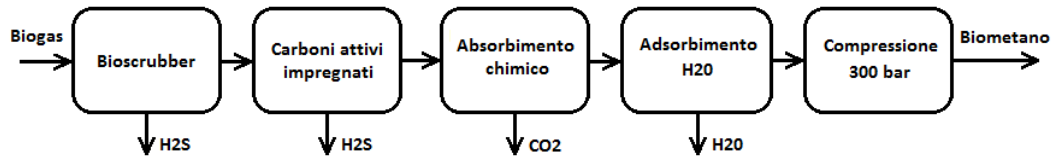
Rimozione H₂O: si effettua con un ciclo PSA (cfr 4.3.3) collocato dopo le sezioni di desolfurazione preliminare, arricchimento e desolfurazione finale, prima cioè della compressione finale. Prima dalla fase di adsorbimento il gas viene compresso a circa 8 bar.

Rimozione microinquinanti: gli altri inquinanti per il biometano come ammoniaca, silossani e idrocarburi alogenati vengono efficacemente ritenuti nei processi utilizzati per la desolfurazione e la disidratazione.

Composizione attesa: per il biometano così ottenuto è previsto il pieno soddisfacimento delle specifiche. In particolare si può garantire un contenuto di metano del 98 ÷ 99% ed una concentrazione di H₂S di circa 1 ppm. Il biometano potrà presentare tracce di azoto dovute all'immissione di aria nella fase finale di desolfurazione.

L'immagine in figura 5.1 riporta uno schema di principio utile a visualizzare con immediatezza la successione dei vari processi che costituiscono l'impianto. Per ogni proposta di impianto di upgrading sarà presentato un analogo schema.

Fig. 5.1 Stadi del processo A (Chemisorbimento)



5.3.2 Processo B: Assorbimento in acqua con rigenerazione

Rimozione CO₂: lavaggio in acqua ad alta pressione o high pressure water scrubbing (cfr 4.1.1) con rigenerazione per stripping ad aria. Dopo l'uscita dal digestore il gas subisce due cicli di compressione e raffreddamento per poi raggiungere la colonna di lavaggio alla pressione di circa 10 bar.

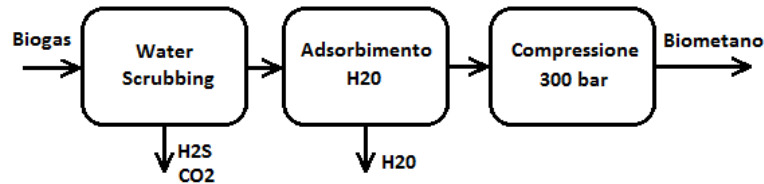
Rimozione H₂S: effettuata contestualmente alla rimozione della CO₂ dal processo di arricchimento. La corrente di scarto ricca di CO₂ e H₂S in uscita dalla colonna di stripping viene inviata ad un biofiltro per l'abbattimento delle emissioni di idrogeno solforato.

Rimozione H₂O: adsorbimento su setacci molecolari (4.3.3) dopo il lavaggio ad acqua. Configurazione a 2 letti operati alternativamente in adsorbimento e rigenerazione (PSA).

Rimozione microinquinanti: si ritiene sufficiente l'effetto del trattamento di lavaggio per portare la concentrazione di questi componenti entro i limiti imposti dalle specifiche.

Composizione attesa: sono previste concentrazioni di metano del 97 ÷ 98% e di H₂S di 1 ÷ 5 ppm. È atteso il rispetto di ogni specifica.

Fig. 5.2 Stadi del processo B (Water scrubbing)



5.3.3 Processo C: Pressure swing adsorption (PSA)

Rimozione CO₂: processo PSA a 4 letti (cfr 4.1.2) con adsorbimento operato a circa 5 bar.

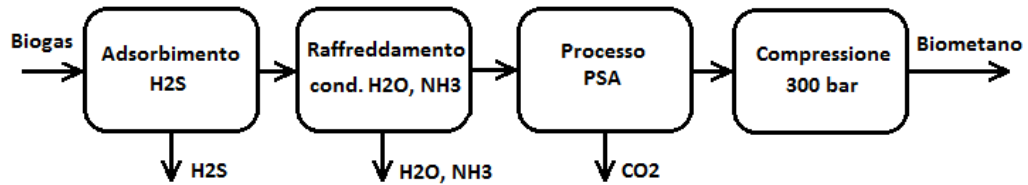
Rimozione H₂S: adsorbimento su carboni attivi impregnati con KI (cfr 4.2.4) effettuato prima della fase di arricchimento. Con questo processo si realizza una desolforazione pressoché totale. Nel caso rimanga una quota residua di H₂S nel gas questa viene in seguito abbattuta dal processo PSA previsto per l'arricchimento.

Rimozione H₂O: condensazione (cfr 4.3.1) tra le fasi di desolforazione e di arricchimento.

Rimozione microinquinanti: dato il carattere di questa catena di upgrading, prevalentemente basata su processi di adsorbimento, è da ritenersi scontato l'effetto sugli altri inquinanti da rimuovere.

Composizione attesa: si prevede un arricchimento superiore al 96%, con una perdita di metano di circa il 3% ed una riduzione della concentrazione di idrogeno solforato fino a 1 ÷ 5 ppm. È atteso il rispetto di ogni specifica.

Fig. 5.3 Stadi del processo C (PSA)



5.3.4 Processo D: Membrane selettive

Rimozione CO₂: membrana semipermeabile (cfr 4.1.3) a due stadi operata alla pressione di circa 10 bar. La configurazione a due stadi in serie è l'unica possibile per ottenere l'arricchimento desiderato senza forti perdite di metano. Il permeato della prima membrana costituisce il flusso di scarto del processo, è costituito principalmente da anidride carbonica e contiene il metano perso dal globalmente dal processo. Il permeato della seconda membrana, infatti, è ricircolato all'inizio dell'upgrading in quanto ben più ricco di metano.

Rimozione H₂S: adsorbimento su ossidi di ferro (cfr 4.2.4). Questa fase si colloca subito prima dell'ingresso del gas nelle membrane.

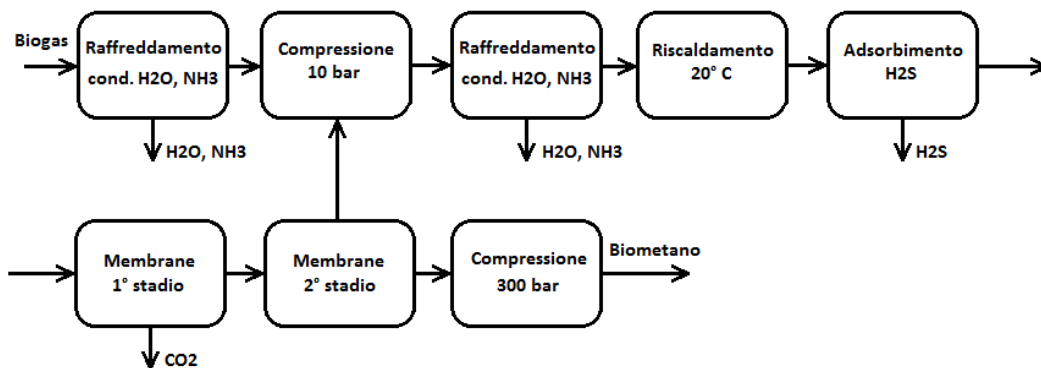
Rimozione H₂O: condensazione (cfr 4.3.1). Si fa avvenire in due stadi a cavallo del processo di compressione, prima della desolfurazione e dell'arricchimento. Il gas compresso ed essiccato viene poi riscaldato nuovamente, utilizzando il cascame termico del compressore, fino alla temperatura ottimale per l'esercizio delle membrane (circa 20 °C).

Rimozione microinquinanti: non ci sono studi precisi che permettano di quantificare l'abbattimento dei silossani da parte dei processi utilizzati. Può rendersi necessario l'impiego di una fase

successiva di trattamento. Ad esempio si potrebbe adottare, in caso di mancato rispetto delle specifiche, un trattamento perossidativo del substrato (cfr 4.8.5), che non richiede modificazioni dell'impianto di upgrading. L'ammoniaca è abbattuta nella fase di disidratazione.

Composizione attesa: studi scientifici [20] su tecnologie di questo tipo garantiscono percentuali di metano superiori al 95% e in alcune applicazioni sono dimostrati valori fino al 96,6%. Al di là dei dubbi sull'abbattimento dei silossani si ritiene che per gli altri microinquinanti le specifiche siano rispettate.

Fig. 5.4 Stadi del processo D (Membrane)



5.3.5 Processo E: Separazione criogenica

In linea teorica è possibile condensare la gran parte dell'anidride carbonica ad alte pressioni senza ricorrere a temperature criogeniche; l'abbattimento non può essere però totale in quanto al diminuire della concentrazione di CO₂ nel gas, la sua pressione parziale cala. Cala di conseguenza la temperatura necessaria per il passaggio di fase. Essendo dunque necessarie in ogni caso temperature criogeniche per l'abbattimento spinto della CO₂ dal biogas, è preferibile operare la separazione a pressioni medio-basse (< 30 bar). In questo modo anche la

portata di gas da comprimere alla pressione finale risulta inferiore e l'impianto criogenico non deve sopportare pressioni elevate. La separazione, a seconda dello stadio del processo, è effettuata per condensazione o per desublimazione.

Rimozione CO₂: separazione criogenica (cfr 4.1.4) a più stadi con macchine frigorifere. Nella prima fase il gas, già compresso a circa 20 bar e raffreddato a -25 °C dal processo di disidratazione, viene raffreddato indicativamente fino a -50 °C: si provoca così la condensazione del 30 ÷ 40% dell'anidride carbonica. La quota successiva è rimossa per desublimazione in una fase di successivo raffreddamento spinto oltre i -80 °C. Per via della deposizione di CO₂ solida sulla superficie di scambio dell'evaporatore, si usano due di questi scambiatori operati alternativamente in desublimazione e sbrinamento.

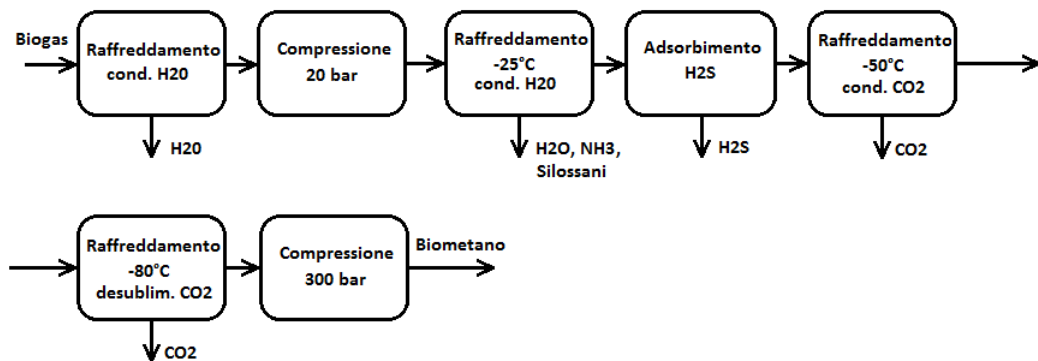
Rimozione H₂S: adsorbimento su ossidi di ferro (cfr 4.2.4). Si utilizzano letti adsorbenti di pellets in *red mud*. Questa fase di depurazione si colloca dopo la disidratazione del gas. Teoricamente è possibile affidare la desolfurazione al processo criogenico: l'idrogeno solforato condensa a -60 °C a pressione atmosferica.

Rimozione H₂O: prima della compressione, direttamente a valle del digestore, è operata una prima deumidificazione del biogas per condensazione finalizzata ad evitare la formazione di liquido nei condotti e nel compressore. La disidratazione è effettuata in una seconda fase di raffreddamento successiva alla compressione: il gas viene portato a circa -25 °C per poter effettuare una rimozione contestuale di acqua e altri inquinanti (silossani ammoniaci, etc...). L'acqua viene separata in forma solida. Per questo motivo si impiegano due scambiatori, funzionanti alternativamente in raffreddamento e sbrinamento.

Rimozione microinquinanti: silossani, idrocarburi alogenati, ammoniaca e altri eventuali microinquinanti vengono tutti separati dal biogas nei soli trattamenti criogenici e/o di adsorbimento. Non si ritengono necessari dispositivi aggiuntivi di depurazione.

Composizione attesa: il livello di arricchimento ottenuto è funzionale ai parametri operativi (temperatura, pressione) adottati nell'ultima fase di separazione della CO₂ in forma solida. Per i valori qui indicati si prevede una concentrazione di CH₄ del superiore al 99%, con perdite di metano estremamente ridotte (< 0,5%). Tutte le specifiche rispettate.

Fig. 5.5 Stadi del processo E (Separazione criogenica)



Capitolo 6: Confronto energetico

In questo capitolo si confronteranno i cinque processi di upgrading descritti nel capitolo precedente; saranno valutati ed analizzati i consumi energetici (elettrici e termici) di ogni processo e posti a confronto.

6.1 Metodologie di confronto

Nel precedente capitolo sono stati presentati cinque esempi di impianti per effettuare l'upgrading del biogas. Ogni soluzione tecnologica potenzialmente adottabile è stata formulata con riferimento alle specifiche del carburante che si intende ottenere e partendo da una composizione prefissata del biogas identica per tutte le soluzioni considerate.

Tab. 6.1 Impianti di upgrading proposti

	Tecnologia di arricchimento
Processo A	Chemisorbimento
Processo B	Absorbimento in acqua
Processo C	Pressure swing adsorption
Processo D	Membrane selettive
Processo E	Separazione criogenica

Gli impianti presentati negli esempi non hanno identiche prestazioni ma sono confrontabili in quanto tutte in grado di offrire un prodotto di caratteristiche rispondenti alle specifiche indicate in tabella 5.2. Inoltre in ogni impianto è prevista la compressione del biometano ottenuto fino alla pressione di 300 bar, necessaria per lo stoccaggio e la distribuzione agli autoveicoli.

La quantità di gas trattato è stata considerata al netto degli autoconsumi termici del fermentatore. Il paragrafo 6.1.1 indica come è stata affrontata la scelta del sistema di riscaldamento del substrato.

6.1.1 Fabbisogno termico dei digestori

Il substrato caricato in un digestore deve essere portato alla temperatura necessaria per la fermentazione. Le reazioni biologiche sviluppano potenza termica che contribuisce al mantenimento della temperatura ottimale di funzionamento (35 – 39°C). Per il primo riscaldamento del substrato e per compensare le dissipazioni del digestore è però necessario un apporto termico aggiuntivo. La produzione di calore per il riscaldamento del substrato può essere effettuata per combustione di una quota del biogas prodotto o per via cogenerativa, utilizzando i cascami termici dei motori per generazione elettrica presenti in molti impianti di digestione anaerobica. Per impianti destinati alla produzione di biometano da autotrazione si possono adottare principalmente due tecnologie. In primo luogo si può effettuare una combustione in caldaia di una quota del biogas non arricchito; in alternativa si può adottare un piccolo motore cogenerativo dimensionato sul fabbisogno termico del digestore. La produzione elettrica può quindi essere utilizzata per coprire gli autoconsumi degli impianti di digestione anaerobica e di upgrading. I digestori che effettuano la fermentazione in ambiente mesofilo richiedono una quantità di energia termica corrispondente a circa il 5,5% dell'energia chimica contenuta nel biogas prodotto.

Mantenendo costante la quantità lorda di biogas prodotto (250 Nm³/h), la produzione dell'impianto di digestione anaerobica al netto degli autoconsumi termici risulterebbe di circa 225 Nm³/h nel caso di recupero termico dai gas di scarico di un motore cogenerativo. In questo modo con un lieve aumento della quota di combustibile utilizzata si ottiene come effetto utile, oltre al riscaldamento del digestore, una produzione elettrica di circa 50 kW.

6.2 Consumi energetici

Per ogni tipo di impianto sono stati considerati i consumi elettrici e termici dei processi che lo compongono. Questi dati sono stati mediati tra i vari reperiti in letteratura. Ai dati sono stati affiancati calcoli di massima ove fossero riferiti ad impianti con assetto differente, in particolare in riferimento alle parti dell'impianto non relative alla fase di arricchimento ma ad altri processi della catena di upgrading. Il consumo di energia termica è esplicitato solamente per il processo A (chemisorbimento) in cui è presente una forte richiesta di calore a media temperatura per la rigenerazione del solvente. Per il processo di separazione criogenica, invece, la richiesta di potenza frigorifera è conteggiata come un consumo elettrico. Nell'impianto proposto, infatti, si prevede l'uso di macchine frigorifere a compressione.

A parte è poi calcolato il consumo elettrico della fase di compressione che porta il biometano a 300 bar. Il calcolo è effettuato separatamente per le cinque tecnologie in quanto ogni impianto di depurazione fornisce il gas a pressioni differenti, dipendenti dalle condizioni operative dei processi utilizzati. La potenza di compressione è stata valutata calcolando il lavoro specifico di compressione, moltiplicandolo per la portata di biometano e dividendolo per il rendimento dei compressori. Anche la portata di biometano è differente per ogni

flusso prodotto in quanto, a parità di quantità di biogas trattato, l'arricchimento è diverso in ognuno dei casi.

A questo punto si è calcolata l'energia primaria necessaria alla produzione di biometano compresso attraverso il sistema di upgrading del biogas. Successivamente si è valutata la percentuale dell'energia chimica contenuta nel biogas trattato utilizzata per l'upgrading, considerando anche la quota di metano perso in questa fase. La tabella 6.2 riporta i risultati di questo confronto energetico. Si rileva che la catena di upgrading più onerosa in termini di consumi energetici è quella in cui l'arricchimento è basato sull'assorbimento chimico in soluzioni amminiche dell'anidride carbonica. Ciò è conseguenza dell'ingente richiesta di energia termica di questo processo, utilizzata nella rigenerazione del solvente. È da notare però che si tratta del processo caratterizzato dai minori consumi elettrici: per tale motivo in caso di disponibilità di cascami termici potrebbe rivelarsi la scelta più efficiente.

Tab. 6.2 Confronto energetico delle tecnologie di upgrading

		consumo EE	consumo ET	consumo EP	p fine dep.	p finale	EE x Compr	fraz CH4	perdita CH4	EP tot x CBM	% PCI	% EP cons risp prod
		kWh/Nm ³	kWh/Nm ³	kWh/Nm ³	bar	bar	kWh/Nm ³		fraz	kWh/Nm ³		
ese A	chemisorbim.	0,12	0,55	0,843	5	300	0,217	0,985	0,001	1,373	13,85	14,04
ese B	water scrub.	0,23	0	0,561	10	300	0,181	0,975	0,015	1,002	10,10	10,20
ese C	PSA	0,27	0	0,659	5	300	0,217	0,97	0,03	1,189	11,99	11,99
ese D	membrane	0,21	0	0,512	10	300	0,181	0,96	0,04	0,953	9,61	9,61
ese E	criogenico	0,25	0	0,610	20	300	0,144	0,99	0,0015	0,961	9,69	9,77

La tecnologia che presenta minori consumi è invece quella che utilizza le membrane semipermeabili. Infatti essa non presenta apprezzabili richieste termiche e sfrutta un processo intrinsecamente moderato in termini di consumi elettrici.

Per quanto riguarda il processo E, basato sulla separazione criogenica, i consumi indicati appaiono modesti, è possibile ritenere che siano sottostimati. Ciò può essere dovuto alla scarsità di dati disponibili e al fatto che non esistono impianti del genere di queste taglie. Le informazioni ottenute sono infatti riferiti a studi basati su simulazioni o sull'esercizio di impianti pilota.

Nei processi C, D ed E il vapore d'acqua è rimosso per condensazione. Per l'impianto E ciò non rappresenta un incremento dei consumi energetici poiché il gas deve essere ulteriormente raffreddato, negli impianti C e D questa fase ha invece un'importante impronta sui consumi del processo.

Per la valutazione dell'energia primaria associata ad un consumo di energia elettrica si è utilizzato il rendimento del sistema elettrico nazionale, quantificato nel 41%. Ognuno di questi impianti infatti funziona assorbendo energia elettrica dalla rete.

Si è ipotizzato che entrambi gli impianti siano dotati di due contatori di energia elettrica: uno per conteggiare l'energia elettrica venduta ed uno per i consumi. È infatti conveniente immettere in rete la totalità dell'energia elettrica "rinnovabile" prodotta, in quanto venduta ad una tariffa molto favorevole (0.28 €/kWh) e prelevare dalla rete l'energia elettrica necessaria al funzionamento degli ausiliari, in quanto pagata mediamente 0.13 e/kWh.

Capitolo 7: Analisi economica

Come già indicato nei capitoli 1 e 2, in Italia l'uso di biogas è concentrato nella produzione di energia elettrica. Questo perché le politiche attuali di incentivazione dell'impiego di energie rinnovabili sono incentrate sulla generazione elettrica.

La direttiva europea 2009/28/CE impone ai paesi membri che una quota degli usi finali lordi di energia sia prodotta da FER. La scelta di considerare gli usi finali lordi favorisce gli usi termici e di autotrazione delle fonti rinnovabili rispetto ad un impiego per generazione elettrica.

Ci si pone l'obiettivo di valutare la redditività economica di impianti di potenzialità equivalente che producano energia elettrica o biometano tenendo conto, per i primi, degli incentivi esistenti. Si procede quindi alla valutazione dell'incentivo economico da attribuire al biometano per autotrazione per rendere la sua produzione competitiva rispetto alla generazione elettrica. A parità di costo di incentivazione, è atteso un contributo alla quota di FER molto superiore nel caso della produzione di CBM.

7.1 Definizione degli impianti a confronto

Nelle fasi successive di questo lavoro si confronteranno due tipi di impianti per lo sfruttamento del biogas: quello per la produzione di biometano compresso e quello per la produzione di energia elettrica. Per la produzione di CBM sono stati proposti nel quinto capitolo cinque impianti di differente configurazione per l'upgrading del biogas. Per porre la produzione di CBM in confronto con la generazione elettrica si è scelto di analizzare l'impianto di upgrading descritto come processo C, in cui l'arricchimento in metano del biogas è realizzato da un impianto PSA a quattro letti, la desolfurazione per adsorbimento su carboni attivi impregnati di KI e l'essiccamento per condensazione del vapore acqueo. Si è scelto il processo C perché costituito da tecnologie mature e diffuse, per la buona disponibilità di dati economici e per la certezza dei costi.

L'impianto di produzione elettrica è invece dotato di un motore a combustione interna a ciclo Otto posto a valle di un semplice sistema di trattamento del gas. Il motore (accoppiato con un generatore elettrico) ha rendimento elettrico netto del 38%. Il calore di scarto del motore è in parte utilizzato per il riscaldamento del substrato caricato nel fermentatore.

L'impianto di produzione di CBM provvede invece ai fabbisogni termici del digestore utilizzando il cascame termico di un motore a combustione interna a ciclo Otto di piccola taglia, dimensionato appunto sulla richiesta termica. Al funzionamento di questo motore (supposto continuo) è associata una produzione elettrica che si prevede di cedere alla rete.

La produzione finale di biometano è calcolata al netto del consumo di combustibile di questo motore.

Per entrambi gli impianti l'energia elettrica utilizzata è acquistata dalla rete elettrica ad un prezzo medio quantificato in $0,13 \text{ €kW}_{el}$, quella prodotta è ceduta alla rete alla tariffa omnicomprensiva di $0,28 \text{ €kW}_{el}$.

L'impianto di digestione anaerobica è identico nei due casi e della stessa taglia. I consumi elettrici di questo apparato e dei suoi sistemi ausiliari sono quindi i medesimi e sono stati quantificati in circa 362 MWh_{el} annui, calcolati come l'8% dell'energia elettrica prodotta dall'impianto di generazione elettrica.

L'energia elettrica annualmente prodotta ed immessa in rete è di 4522 MWh_{el} per l'impianto di produzione elettrica e di 397 MWh_{el} per l'impianto di produzione di CBM.

Nei successivi confronti non saranno conteggiati eventuali costi per l'approvvigionamento ed il trasporto del substrato mentre il costo energetico per la sua movimentazione è incluso nei consumi elettrici attribuiti al fermentatore. Tale substrato si considera interamente costituito da prodotti di rifiuto.

Inoltre non si considerano le imposte sull'utile dell'impresa. Questo perché ai fini del confronto non è necessario specificarne l'incidenza. Peraltro non si specifica l'assetto dell'impresa che gestisce tali impianti né il numero degli impianti posseduti.

Per quanto riguarda i prezzi di energia elettrica e gas naturale compresso per trazione, i costi operativi, i costi d'investimento del fermentatore e degli apparati per la produzione elettrica si sono utilizzati dati relativi alla situazione italiana attuale. Per i costi d'investimento degli impianti di upgrading si sono utilizzati principalmente dati di impianti esistenti in Nord Europa.

Il prezzo di vendita del biometano per trazione è stato assunto pari a quello medio del gas naturale per auto pagato dall'utente finale negli ultimi anni ($0,8 \text{ €/kg}$), il dato è stato fornito dall'ufficio competente della Regione Lombardia. Nell'impianto di produzione di CBM si prevede l'installazione della colonna di

rifornimento degli autoveicoli. Il prezzo del gas naturale per autoveicoli è costituito per l'81% da costi industriali, per l'1,8% dal contributo GFBM (gestione fondo bombole metano), lo 0,5% è l'accisa sui carburanti ed il restante 16,7% è costituito dall'IVA.

7.2 Valutazione preliminare dell'incentivo

È stato effettuato un calcolo dell'incentivo che parifica i profitti dei due impianti sotto alcune ipotesi semplificative. Non si considerano infatti i costi operativi e di investimento degli impianti assumendoli in prima analisi uguali. Di conseguenza la valutazione è effettuata sul saldo annuale tra ricavi e costi, questi ultimi inerenti solamente all'acquisto di energia elettrica. Entrambi gli impianti hanno un costo per l'acquisto dell'energia elettrica consumata, un ricavo per l'energia elettrica venduta e per l'impianto di produzione di biometano si ha il ricavo derivante dalla vendita del gas. Quest'ultimo è calcolato fissando di vendere il biometano al prezzo del metano per auto, lasciando al produttore l'81% di questo prezzo in analogia con quanto un distributore di metano per autotrazione trattiene sul prezzo del venduto.

Così valutata la redditività dell'impianto di produzione elettrica risulta superiore di più del doppio a quella dell'impianto di produzione non incentivata di biometano. Per ottenere una redditività equivalente tra i due tipi di impianto si renderebbe necessario introdurre un incentivo di 1,03 € per ogni kg di biometano venduto. Questa incentivazione può essere in parte disposta lasciando al produttore l'intero ricavo della vendita del biometano (e non l'81%), defiscalizzando quindi questa vendita. Il contributo di questa defiscalizzazione sarebbe di 0,152 €/kg. Le tabelle 7.1 e 7.2 riportano questa valutazione così come impostata sul foglio di calcolo.

Tab. 7.1 Analisi di costi e ricavi senza incentivo sul CBM

	EE prod	EEconsum ferment.	EEconsum upgading	EE ceduta	EE acquist.	CBMprod.	Ricavi Vend EE [€]	Vend CBG [€]	Costi Acq EE [€]	Utile lordo €/a
	MWhel/a	MWhel/a	MWhel/a	MWhel/a	MWhel/a	MWhc/a				
prod CBM (PSA)	421,5	361,8	540,2	421,5	902,0	10660	118005	512640	117258	513387
prod EE	4521,9	361,8	0,0	4521,9	361,8	0	1266129	0	47028	1219101

Tab. 7.2 Calcolo dell'incentivo

	Saldo	INCENTIVO NECESSARIO			Ricavo con incentivo	Utile lordo con incentivo
	€/a	€/MWhc	€/Nm3	€/kg	Vend CBG [€]	€/anno
prod CBM (PSA)	513387	77,27	0,743	1,041	1336359	1219101
prod EE	1219101					1219101

Nella seconda tabella si può vedere come l'applicazione dell'incentivo renda pari gli utili lordi annui per i due impianti.

Indipendentemente da come un incentivo sia calcolato, è interessante valutare quanto questo sia utile all'incremento dell'impiego delle fonti energetiche rinnovabili. Per questo motivo si è calcolato per gli impianti in questione il costo che la collettività dovrebbe sostenere annualmente per finanziare l'incentivazione di un kWh di FER. Dividendo l'incentivo per la produzione di FER erogata si è ottenuto il costo specifico di incentivazione del MWh di FER prodotto. Emerge che con 1 € di incentivo si può promuovere la produzione di circa 13 kWh di biometano oppure poco più di 4,5 kWh elettrici. Nell'ottica del perseguimento degli obiettivi della direttiva europea 2009/28/CE risulta confermato l'evidente vantaggio ad incentivare le fonti rinnovabili termiche o per trazione piuttosto che elettriche.

Tab. 7.3 Calcolo dell'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER

	Spesa x incent €/a	Prod FER MWh(UFL)/a	Contrib BC MWh(BC)/a	incentivo/eff utile €/MWh(FER)
prod CBM (PSA)*	823720	10660	21320	77
prod EE	949597	4522	0	210

*non si considera la produzione elettrica

Per l'impianto di produzione di biometano non si considera la produzione di energia elettrica né nel computo delle FER prodotte né nella spesa per l'incentivazione. Questo per poter confrontare il dato in €/MWh(FER) facendo riferimento a prodotti distinti quali energia elettrica o biometano, e non loro combinazioni.

Da quest'ultimo calcolo deriva che in termini di soddisfacimento della quota di FER la produzione di CBM incida più del doppio rispetto alla produzione elettrica. ($10660 / 4522 \text{ MWh}_{\text{UFL}}/\text{anno} = 2,36$ volte)

7.3 Ricerca dell'incentivo sulla base dell'analisi degli investimenti

7.3.1 Costi d'investimento

Per valutare gli oneri di investimento si è fatto riferimento ai costi medi, tipici del mercato italiano, di impianti di produzione di biogas dotati di sezione di generazione elettrica con motori a combustione interna. È anche nota la distribuzione dei costi tra la parte di fermentazione e quella di generazione elettrica. Da questa si è risalito ai costi associati al solo fermentatore ed ai suoi ausiliari, per costruire la stima dei costi d'investimento dell'impianto di produzione di biometano. Il costo dell'impianto di upgrading è invece stato assunto pari alla media dei costi di impianti esistenti di struttura e configurazione analoga, presenti in Nord Europa e Nord America [28].

Tab 7.4 Costi d'investimento

	C inv fermentatore	C inv upgrading	C inv MCI	C inv distrib	C inv tot
	k€	k€	k€	k€	k€
prod CBM (PSA)	1543	993	55	100	2691
prod EE	1543	depur inclusa in →	831	0	2374

La voce presente nella prima colonna della tabella 7.4, relativa al costo d'investimento per fermentatore e ausiliari è analoga per le due tipologie di impianto, a riprova dell'adozione di identici dispositivi. Il costo dei sistemi di upgrading, compressori inclusi, è specificato solamente per l'impianto di produzione di biometano. Anche l'impianto di produzione di energia elettrica è dotato di sistemi di depurazione del biogas da sostanze inquinanti per l'ambiente o dannose per il funzionamento del motore. Questi costi tuttavia sono inclusi nell'investimento per il motore cogenerativo. Nella quarta colonna si è aggiunto il costo del sistema di distribuzione del biometano ai veicoli: questo costo risulta modesto e costituito principalmente dalle strutture civili in quanto a tale impianto viene fornito biometano già compresso e pronto per l'immissione nei veicoli; non è quindi dotato di sistemi di potenza.

I costi d'investimento totali risultano superiori del 13% per l'impianto che produce biometano compresso rispetto all'impianto di generazione elettrica. Va aggiunto che per i sistemi di upgrading del biometano, ancora poco diffusi, si possono prospettare nel futuro gli effetti di economie di scala in misura superiore rispetto che per gli impianti di produzione elettrica, dato che questi ultimi hanno costi che in larga misura dipendono dall'acquisto del motore, componente che difficilmente in futuro potrà subire forti riduzioni di prezzo.

7.3.2 Costi operativi

Per l'impianto che produce energia elettrica sono stati considerati i costi relativi al personale, al contratto di manutenzione del motore, alle altre manutenzioni generali, all'uso di acqua e di prodotti chimici. Per l'impianto di produzione di biometano si considerano le stesse voci, a meno della manutenzione del motore. Per l'upgrading si ha un maggiore consumo di prodotti chimici. Il sistema PSA funziona con materiali adsorbenti che vengono sostituiti dopo un numero prestabilito di cicli di adsorbimento e rigenerazione.

A questi si sommano per entrambi gli impianti i costi per l'acquisto di energia elettrica, al prezzo di mercato medio di 0,13 €/kWh. La tabella 7.5 riporta queste voci di costo di esercizio e la somma di esse per ognuno dei due impianti in esame.

Tab. 7.5 Costi operativi della gestione degli impianti

	C operativi k€/a	C manut. MCI k€/a	C EE acquistata k€/a	C operativi totali k€/a
prod CBM (PSA)	63,9	4,4	117,3	185,5
prod EE	57,5	49,9	47,0	154,4

7.3.3 Impostazione delle valutazioni d'investimento

Le valutazioni d'investimento sono state eseguite utilizzando un foglio di calcolo, a moneta costante, su di un periodo di 15 anni. Si è ipotizzato che gli impianti abbiano tempo di costruzione pari a 2 anni e che dal primo anno dopo la fine dell'installazione siano messi in funzione. Vengono calcolati i flussi di cassa annui, considerando gli esborsi per l'investimento e i ricavi al netto dei costi di gestione. Successivamente i flussi vengono attualizzati con un tasso del

3% annuo e se ne calcola il valore cumulato ogni anno. È da segnalare che il periodo in cui viene erogata l'incentivazione è di 15 anni.

La valutazione avviene analizzando tre indicatori della bontà dell'investimento:

- VAN (valore attuale netto), anche noto come NPV (net present value): rappresenta il valore attuale di una serie attesa di flussi di cassa, sommati dopo averli attualizzati sulla base di un tasso di rendimento (costo medio ponderato del capitale). Confrontando il VAN di più investimenti alternativi, normalizzati rispetto all'investimento iniziale, si può valutare quale sia l'opzione più vantaggiosa.
- TIR (tasso interno di rendimento), o IRR (internal rate of return): è il tasso composito annuale di rendimento effettivo che un investimento genera, rappresenta quindi la resa di un investimento. Un progetto di investimento va perseguito quando il TIR è superiore al costo del capitale considerato. Matematicamente rappresenta il tasso di attualizzazione che rende il VAN di una serie di flussi di cassa pari a zero.
- PB (pay back time) ovvero tempo di ritorno dell'investimento: rappresenta l'orizzontale temporale futuro oltre il quale, in termini attuali, l'investimento comincia a generare valore netto. In altre parole rappresenta il punto di pareggio dell'investimento, in quanto la somma attualizzata dei flussi generati fino al tempo PB determina una creazione di valore netto nulla. Prima del tempo PB l'investimento se interrotto distrugge valore.

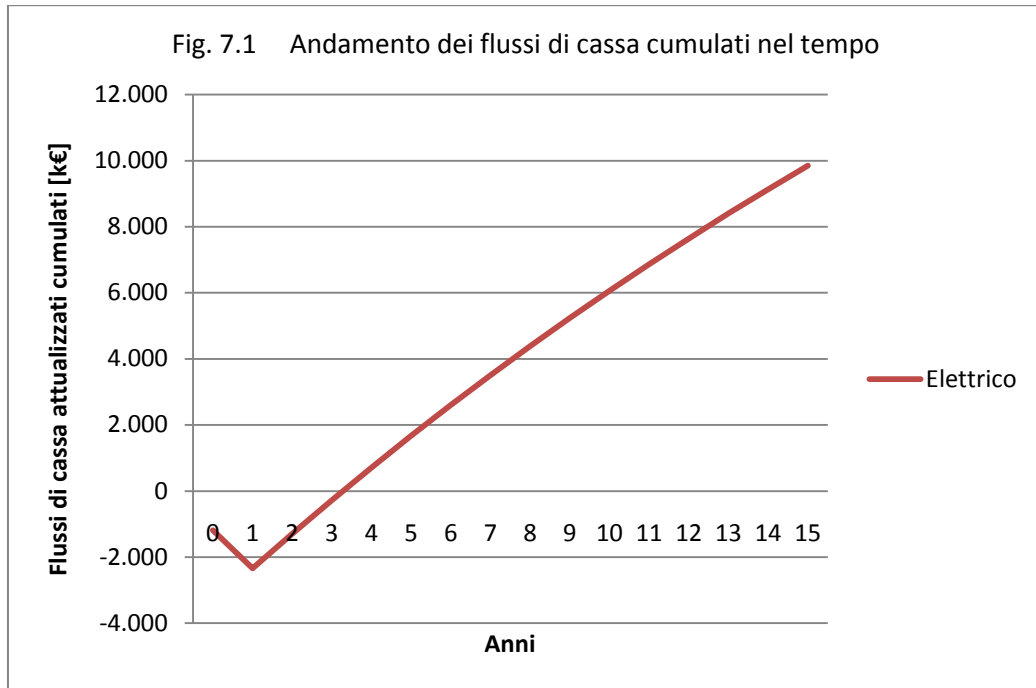
7.3.4 Valutazione dell'investimento per l'impianto di produzione di energia elettrica

Operando secondo i criteri illustrati al paragrafo precedente è stata effettuata l'analisi dell'investimento per l'impianto di generazione elettrica. Essa sarà presa come riferimento per il confronto con l'investimento dell'impianto per CBM e successivamente per il calcolo dell'incentivo da attribuire al biometano.

Tab. 7.6 Analisi dell'investimento dell'impianto per la generazione di EE

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1187	-1187	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266
Costi di gestione	0	0	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154
Ricavi netti	0	0	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112
Flusso di cassa	-1187	-1187	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112	1112
FdC attualizzato	-1187	-1152	1048	1017	988	959	931	904	878	852	827	803	780	757	735	714
" " cumulato	-1187	-2339	-1291	-274	714	1673	2604	3508	4385	5237	6065	6868	7647	8405	9139	9853
VAN	9853															
TIR	34,8%															
PB	4															

Già ad una prima analisi, un investimento di questo tipo si mostra molto favorevole. Molti sono i fattori che giocano a favore di questo investimento: come già detto non sono conteggiati i costi del substrato, per ipotesi costituito interamente da materiale di rifiuto. Inoltre la tariffa fissa omnicomprensiva alla quale viene ritirata l'energia elettrica prodotta è molto favorevole, circa quadrupla rispetto al prezzo medio della borsa elettrica. Già dal quarto anno (dopo soli due anni di esercizio) la cumulata dei flussi di cassa attualizzati diventa positiva.



7.3.5 Valutazione dell'investimento per l'impianto di produzione di CBG

In questo caso si tratta di un investimento meno profittevole del precedente, principalmente a causa dei minori ricavi ottenuti dalla vendita del biometano, prodotto principale di questo impianto, per il quale non è prevista incentivazione.

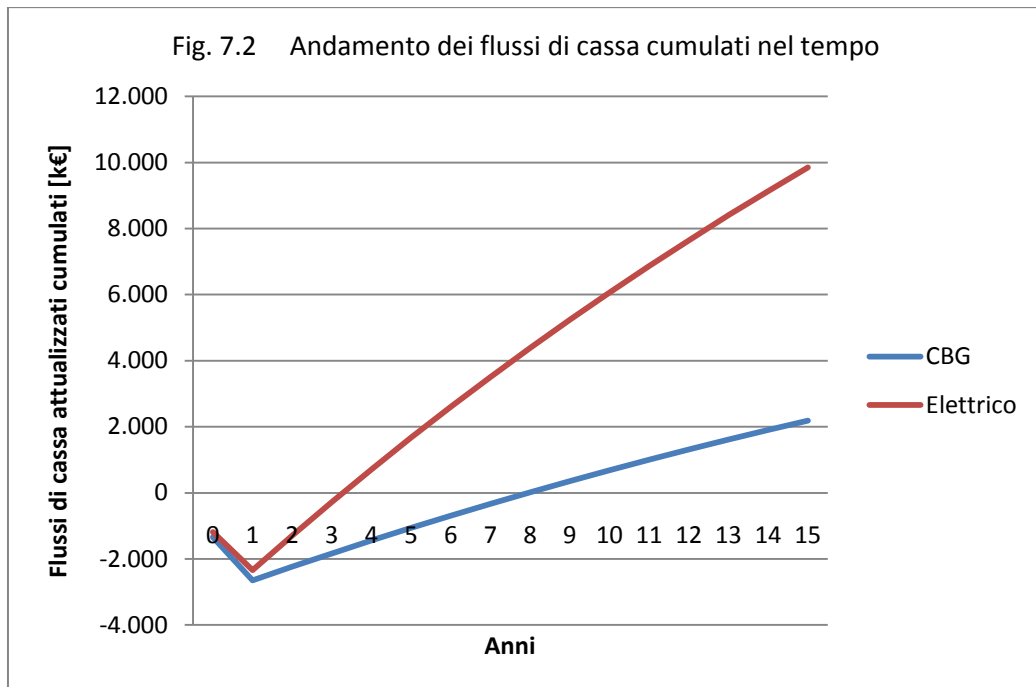
Il VAN di questo investimento al quindicesimo anno è molto inferiore rispetto al caso precedente, come anche l'indice TIR.

Il tempo di ritorno è di 8 anni.

Tab. 7.7 Analisi dell'investimento dell'impianto per la produzione di CBM

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1345	-1345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445
Flusso di cassa	-1345	-1345	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445
FdC attualizzato	-1345	-1306	420	407	395	384	373	362	351	341	331	322	312	303	294	286
" " cumulato	-1345	-2652	-2232	-1825	-1429	-1045	-672	-311	41	382	713	1035	1347	1650	1944	2230
VAN	2230															
TIR	9,3%															
PB	8															

La figura 7.2 rappresenta il grafico dei flussi di cassa attualizzati e cumulati dei due investimenti analizzati finora nel periodo di riferimento.

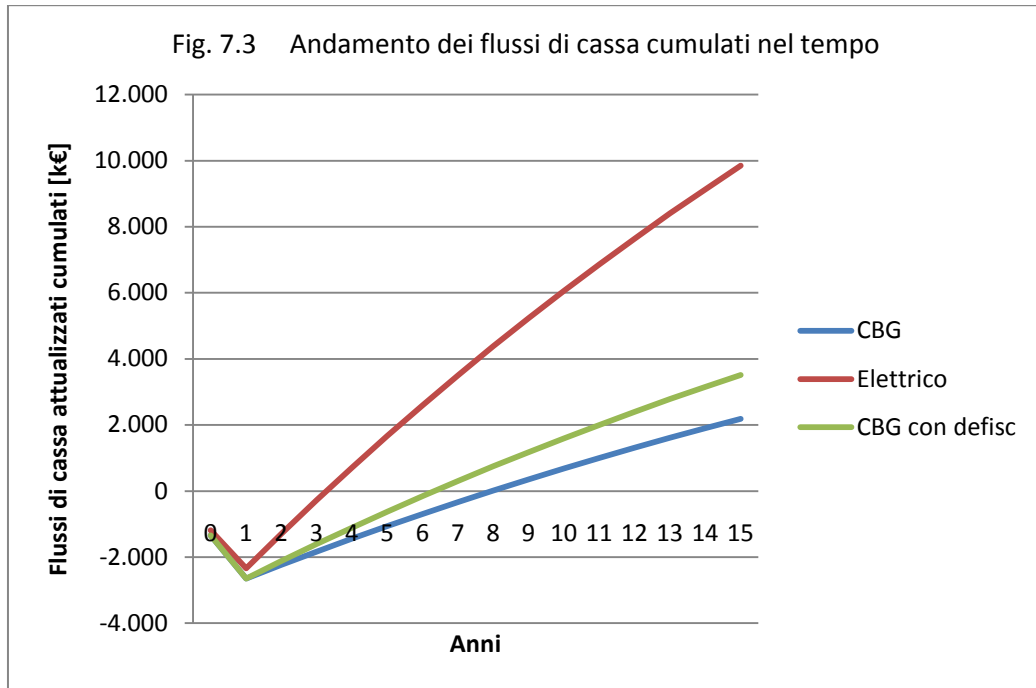


7.3.6 Valutazione dell'investimento per l'impianto di produzione di CBG con defiscalizzazione del prezzo del combustibile

In questa valutazione si prospetta il caso in cui il produttore di biometano riceva l'intero prezzo del gas venduto, trattenendo quindi l'IVA, l'accisa e il contributo GFBM. Come si vede dalla tabella 7.8 l'investimento si ripaga con un anno di anticipo rispetto al caso precedente. Il VAN al quindicesimo anno aumenta di circa il 60% e il TIR di circa 4 punti percentuali. Questa defiscalizzazione migliora naturalmente la bontà dell'investimento rispetto al caso precedente. L'investimento, comunque, risulta ancora molto meno profittevole rispetto alla produzione di energia elettrica. Sarà quindi necessario disporre degli incentivi economici sulla vendita del biometano per autotrazione.

Tab. 7.8 Analisi dell'investimento dell'impianto per la produzione di CBM con defiscalizzazione

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1345	-1345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565
Flusso di cassa	-1345	-1345	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565
FdC attualizzato	-1345	-1306	533	517	502	488	473	460	446	433	421	408	397	385	374	363
" " cumulato	-1345	-2652	-2119	-1601	-1099	-611	-138	322	768	1202	1622	2031	2427	2812	3186	3549
VAN	3549															
TIR	13,8%															
PB	7															



7.3.7 Ricerca dell'incentivo che rende il VAN_{CBG} uguale al VAN_{EE}

Si è impostata una valutazione di investimento analoga a quelle effettuate in precedenza, variando il valore del prezzo del biometano venduto finché il VAN di questo investimento raggiunga il valore atteso, pari al VAN dell'impianto di generazione elettrica.

In questo modo si vuole parificare la redditività dell'investimento per la produzione di biometano a quella dei tradizionali impianti di produzione elettrica.

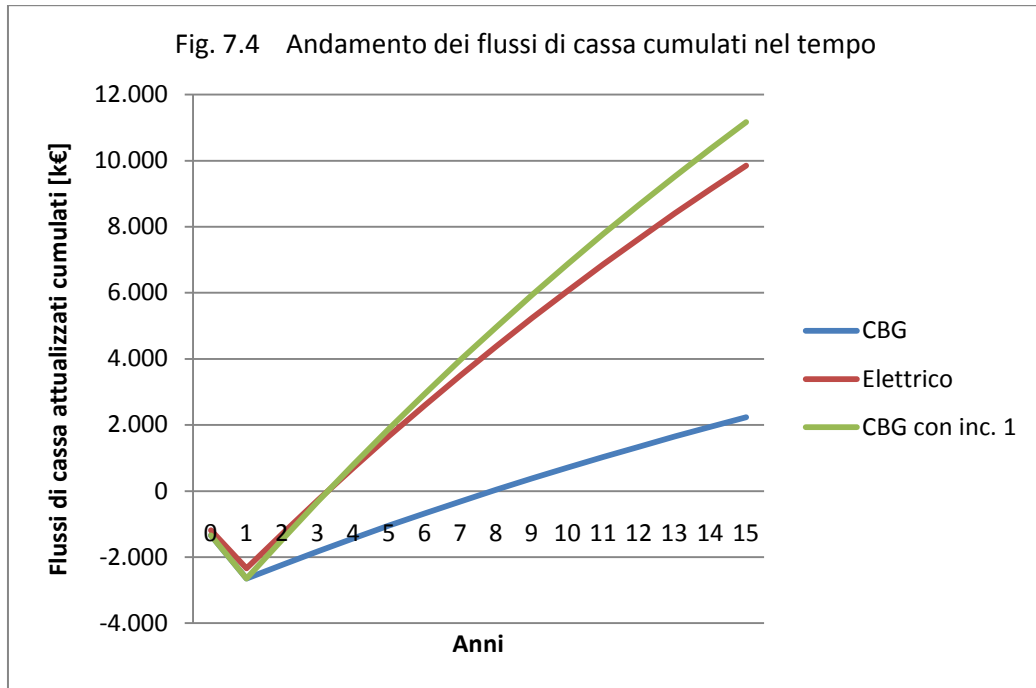
In realtà il calcolo è effettuato sul VAN diviso per il costo d'investimento, in modo da tener conto della diversità di questo dato per i due impianti. Ad essere eguagliato è quindi un VAN 'specifico' al costo d'investimento. Per questo motivo il VAN di questo investimento risulta numericamente superiore a quello del caso precedente.

Per ottenere i risultati mostrati in tabella 7.9 è necessario che il produttore percepisca 1,678 € per chilogrammo di biometano venduto. Ciò può essere ottenuto ricevendo l'intero prezzo del gas venduto (0,8 €/kg), trattenendo anche la componente fiscale di 0,152 €/kg e percependo un incentivo di 0,878 €/kg.

Di seguito, il grafico in figura 7.4 riporta gli andamenti dei flussi di cassa attualizzati cumulati nel tempo per i primi due casi valutati in precedenza (produzione di energia elettrica, produzione di biometano senza incentivi) affiancate da quelli del caso in oggetto in questo paragrafo.

Tab. 7.9 Investimento con $VAN_{CBG} = VAN_{EE}$

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1345	-1345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	1446	146
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260
Flusso di cassa	-1345	-1345	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260	1260
FdC attualizzato	-1345	-1306	1188	1153	1120	1087	1055	1025	995	966	938	910	884	858	833	809
" " cumulato	-1345	-2652	-1464	-311	809	1896	2951	3976	4971	5936	6874	7784	8668	9526	10359	11168
VAN atteso	11168															
VAN	11168															
TIR	34.8%															
PB	4															



Come a seguito della ricerca preliminare dell'incentivo (cfr 7.2), anche in questo caso si ritiene utile valutare l'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER, confrontando questo dato per i due impianti in esame (tab 7.10).

Tab. 7.10 Calcolo dell'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER

	Spesa x incent €/a	Prod FER MWh(UFL)/a	Contrib BC MWh(BC)/a	incentivo/eff utile €/MWh(FER)
prod CBM (PSA)*	815002	10660	21320	76
prod EE	949597	4522	0	210

*non si considera la produzione elettrica

Come nel precedente utilizzo di questo schema, per gli identici motivi, si considera per il primo impianto la sola produzione di biometano, trascurando quella elettrica sia ai fini del calcolo delle FER prodotte sia nella valutazione della spesa per l'incentivazione.

Anche questo calcolo, più raffinato del primo, dimostra che a parità di energia rinnovabile prodotta (usi finali lordi), la spesa per incentivare la produzione di energia elettrica è molto superiore (quasi tripla) rispetto che per la produzione di biometano. In altri termini a parità di spesa si ha una produzione di FER 2,76 volte superiore nel caso della produzione di biometano.

7.3.8 Ricerca dell'incentivo che rende il VAN_{CBG} superiore del 10% del VAN_{EE}

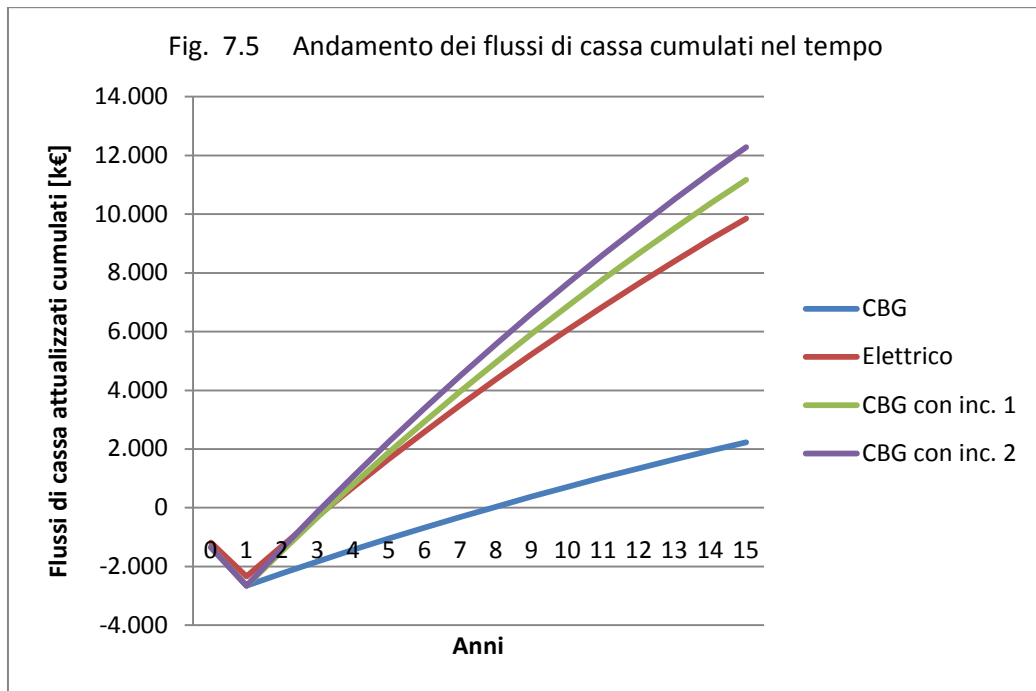
Per incrementare la competitività di questa tecnologia, si impone che il VAN dell'investimento, sempre normalizzato rispetto ai costi d'investimento, sia superiore del 10% rispetto a quello del caso elettrico. Ciò dovrebbe aiutare questa nuova tecnologia a rendersi economicamente più attraente, in modo da superare la naturale inclinazione degli investitori ad optare per impianti più 'rodati' e tecnologicamente maturi. Così facendo anche il TIR risulta proporzionalmente superiore. Come per il caso precedente, il VAN atteso è stato valutato in termini specifici al costo d'investimento.

Per ottenere i risultati mostrati in tabella 7.11 è necessario che il produttore percepisca 1,807 € per chilogrammo di biometano venduto. Ciò può essere ottenuto ricevendo l'intero prezzo del gas venduto (0,8 €/kg), trattenendo anche la componente fiscale di 0,152 €/kg e percependo un incentivo di 1,007 €/kg.

Il grafico in figura 7.5 mette a confronto gli investimenti valutati finora. Si può notare come l'investimento valutato in questo paragrafo con gli incentivi sopra indicati sia più vantaggioso di quello "tradizionale".

Tab. 7.11 Investimento con $VAN_{CBG} = 1,1$ VAN_{EE}

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1345	-1345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547	1547
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362
Flusso di cassa	-1345	-1345	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362
FdC attualizzato	-1345	-1306	1284	1246	1210	1175	1141	1107	1075	1044	1013	984	955	927	900	874
" " cumulato	-1345	-2652	-1368	-121	1089	2263	3404	4511	5587	6630	7644	8628	9583	10510	11411	12285
VAN atteso	12285															
VAN	12285															
TIR	37.5%															
PB	4															



Nella tabella 7.12 si ripete il calcolo dell'effetto dell'incentivo sulla produzione di FER, confermando i risultati ottenuti in precedenza, secondo i quali l'obiettivo di stimolare una maggiore produzione di FER può essere ottenuto con spese molto inferiori rispetto al caso elettrico, seppure sia in questo caso superiore la presa per l'incentivazione del biometano.

Tab. 7.12 Calcolo dell'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER

	Spesa x incent €/a	Prod FER MWh(UFL)/a	Contrib BC MWh(BC)/a	incentivo/eff utile €/MWh(FER)
prod CBM (PSA)*	916818	10660	21320	86
prod EE	949597	4522	0	210

*non si considera la produzione elettrica

7.4 Utilizzo di mais come substrato

Riguardo l'ipotesi formulata in precedenza, secondo la quale il substrato debba essere interamente costituito da prodotti di rifiuto (e gratuito), si potrebbe facilmente obiettare che la situazione così delineata risulta infrequente negli impianti della taglia presa in esame.

Infatti nei piccoli (o medio-piccoli) impianti, generalmente eserciti da aziende agrozootecniche, è comune l'utilizzo come substrato – in miscela con materiali di rifiuto - di biomasse provenienti da coltivazioni dedicate.

È molto diffuso l'uso di insilato o trinciato di mais, prodotti economici e con buone rese. Si tratta di biomasse amidaceo-zuccherine in grado di incrementare la produttività del fermentatore a costi in genere sempre accettabili.

Tipicamente sono utilizzate in percentuali massiche inferiori al 40%.

Si vuole qui dimostrare che, anche rimuovendo l'ipotesi di totale utilizzo di rifiuto come substrato, le bontà degli investimenti non vengano eccessivamente penalizzate. Per fare ciò si propone un caso limite, del tutto ipotetico, nel quale il substrato sia interamente costituito da trinciato di mais.

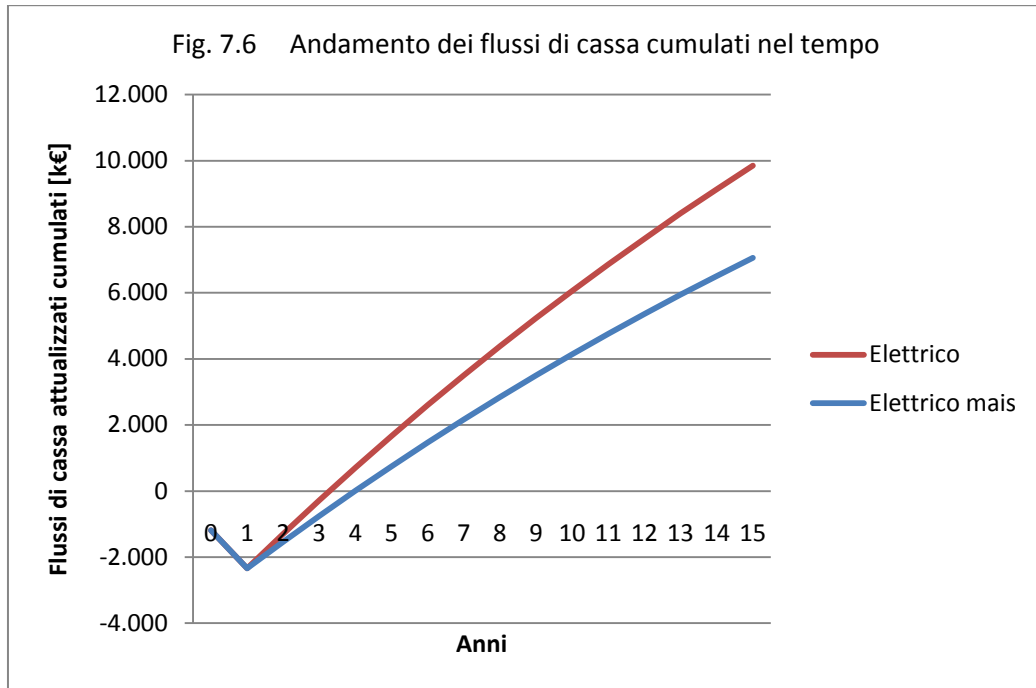
Sulla base dei prezzi medi di mercato si è stimato il costo di tale prodotto in 70 €/t; la produttività in biogas, inoltre, secondo i modelli predittivi comunemente in uso, risulta essere di circa 550 Nm³/t. Si ottiene un costo su base annua di 254,5 k€/a, che andrà sommato ai costi operativi dell'impianto.

Si è quindi ripetuta la valutazione dell'investimento dell'impianto di produzione di energia elettrica considerando questo costo aggiuntivo: i risultati sono riportati in tabella 7.13.

Tab. 7.13 Analisi dell'investimento dell'impianto per la generazione di EE (mais)

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1187	-1187	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266	1266
Costi di gestione	0	0	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409
Ricavi netti	0	0	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857
Flusso di cassa	-1187	-1187	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857
FdC attualizzato	-1187	-1152	808	784	762	739	718	697	677	657	638	619	601	584	567	550
" " cumulato	-1187	-2339	-1531	-747	15	754	1472	2169	2846	3503	4141	4760	5361	5945	6512	7062
VAN	7062															
TIR	26,8%															
PB	4															

Rispetto ai valori di tabella 7.5 (solo rifiuto), si ha un VAN al quindicesimo anno inferiore di circa il 28% ed un TIR inferiore del 23%.



La figura 7.6 pone a confronto gli investimenti legati all’impianto per produzione elettrica da ”solo scarti” e da “solo mais”. Si nota che nel secondo caso, seppur estremo (in quanto il mais viene usato normalmente in miscela), la redditività è comunque più che buona e non risente eccessivamente dei costi di approvvigionamento del trinciato di mais.

Come ovvio l’uso di miscele di derivati del mais e sostanze di scarto come substrati incide negativamente sulla redditività dell’investimento ma tale redditività non potrà scendere sotto il livello di un impianto alimentato completamente a trinciato di mais, che rimarrebbe ancora molto interessante.

Utilizzando, ad esempio, trinciato di mais in miscela al 20% con altri substrati di rifiuto, il VAN dell’investimento risulterebbe inferiore al caso “solo rifiuti” di circa cinque punti percentuali.

Le medesime considerazioni possono essere applicate al caso della produzione incentivata di biometano, portando a conclusioni del tutto analoghe.

Capitolo 8: Conclusioni

Questo lavoro di Tesi analizza il tema della depurazione del biogas prodotto da digestione anaerobica per arricchirlo in metano e renderlo idoneo all'impiego nella trazione veicolare. Sono stati affrontati molteplici aspetti di questo possibile utilizzo del biogas, in Italia attualmente del tutto trascurato, anche a causa dell'assenza di un meccanismo di incentivazione.

Il raggiungimento degli obiettivi fissati dall'UE sull'uso di fonti energetiche rinnovabili risulterebbe per l'Italia molto oneroso, in quanto il sistema di incentivazione vigente agisce quasi esclusivamente sulle FER elettriche, intrinsecamente molto costose. L'attuale normativa promuove solo marginalmente le fonti in grado di produrre – a parità di costo – una maggiore quantità di energia rinnovabile, negli usi finali che, in base alla Direttiva Europea rappresentano il riferimento per il calcolo della quota di FER di ciascun paese. Il “Pacchetto Clima-Energia” infatti conteggia gli usi finali lordi dell'energia rinnovabile prodotta: una scelta di questo tipo suggerisce quindi l'uso termico o per autotrazione delle FER, a discapito del loro utilizzo per la produzione elettrica. In questo ultimo caso, infatti, il prodotto utile deve scontare il rendimento netto della generazione elettrica.

Inoltre come obiettivo della direttiva europea si ha il raggiungimento della quota del 20% di energia rinnovabile impiegata nel settore dei trasporti. Una fonte come il biometano sarebbe esente dalle critiche verso i biocarburanti di prima generazione, specie se prodotto da rifiuto. In quest'ultimo caso la produzione è premiata dal meccanismo di calcolo della direttiva europea, in quanto verrebbe computata il doppio (per il solo bilancio delle FER utilizzate nei trasporti).

Un primo interessante risultato si ottiene da un'analisi della potenzialità produttiva del biometano: emerge la possibilità di coprire indicativamente i 2/3 del fabbisogno italiano di energia per il settore dei trasporti.

Un risultato successivo è dato dal confronto delle prestazioni energetiche di cinque possibili impianti per effettuare l'upgrading, basati su differenti tecnologie. Da esso si può effettuare una classifica delle tecnologie in base alla loro efficienza. La soluzione caratterizzata da minori consumi risulta essere quella che effettua l'arricchimento (ed in parte la depurazione) con le membrane semipermeabili. L'impianto con maggiori consumi energetici risulta essere quello che sfrutta il chemisorbimento, questo per via delle forti richieste termiche di processo. In caso di disponibilità di cascami termici non altrimenti valorizzabili può invece divenire conveniente.

Nella restante parte si arriva ad importanti conclusioni derivanti dalle analisi economiche e dal calcolo degli incentivi.

Si mettono a confronto la produzione di biometano con la generazione elettrica: per entrambi i casi sono effettuate delle valutazioni d'investimento e successivamente si calcola l'incentivo necessario per rendere l'investimento per la produzione di CBM più remunerativo di quello per la produzione elettrica. In ultimo è trattato il caso in cui il fermentatore non sia alimentato da sostanze di rifiuto ma da un prodotto a cui è associato un costo di approvvigionamento,

come il mais. Da questa analisi emerge che la redditività di questi investimenti non risente eccessivamente di questa voce aggiuntiva di costo.

Un risultato di particolare rilievo scaturisce dall'analisi dell'effetto dell'incentivazione: in sintesi, a parità di spesa per l'incentivazione, con il biometano si ha una produzione di FER quasi tripla rispetto al caso elettrico.

Di fatto, benché in termini di energia primaria le due produzioni (biometano o energia elettrica) siano equivalenti, in termini di soddisfacimento della quota di FER prevista dalla direttiva europea la produzione di CBM incide per più del doppio (2,36 volte, cfr 7.2) rispetto alla produzione elettrica.

In termini di energia rinnovabile impiegata nel settore dei trasporti, inoltre, la quota fornita dal biometano (se prodotto da sostanze di scarto) viene computata il doppio. In confronto con i sistemi di trazione elettrica (con EE prodotta da FER) la trazione a biometano darebbe un contributo quasi quintuplo (4.72 volte) alle FER per i trasporti. Si deduce che l'alimentazione a biometano di autoveicoli o di altri mezzi di trasporto risulta essere la via più semplice e meno onerosa per raggiungere il 10% di FER nel settore dei trasporti previsto dalla direttiva europea.

8.1 Considerazioni finali e sviluppi futuri

La diffusione degli impianti per la produzione di biometano può essere sfavorita da problemi connessi alla logistica della distribuzione del gas: la soluzione più semplice è quella di installare piccole stazioni di distribuzione di biometano per auto sul posto, ovvero in prossimità dell'impianto di fermentazione e upgrading. Questo scenario risente di limiti legati alla dimensione del bacino di utenza e alla necessità di un discreto volume di accumulo. Inoltre, gli impianti di

produzione elettrica godono del vantaggio della connessione alla rete, attraverso la quale avviene la vendita istantanea dell'energia prodotta, con priorità di dispacciamento e senza costi aggiuntivi. Per superare i problemi legati alla competizione con la rete elettrica e alla logistica della distribuzione del biometano si può proporre lo sviluppo di ipotesi alternative come il trasporto del CBM su carri bombolai, la sua immissione nelle rete del gas naturale (si perderebbe però il vantaggio di una valutazione doppia del suo contributo ai BC) o lo studio di macchine agricole con alimentazione a metano.

La taglia d'impianto a cui sono state riferite le analisi di questa Tesi è medio piccola, tipicamente adottata in impianti eserciti da imprese agrozootecniche non molto grandi. In futuro è facilmente prevedibile la diffusione di impianti di più grande taglia, sia per la digestione anaerobica di fanghi fognari sia agricoli, gestiti da più imprese in regime consortile.

In caso di taglie superiori la produzione di CBM sarebbe in competizione con la produzione elettrica incentivata non più dalla TOC ma dal meccanismo dei Certificati Verdi, meno remunerativo. Anche l'incentivazione richiesta per il biometano, di conseguenza, risulterebbe inferiore.

Va aggiunto che col diffondersi di questi impianti si incontreranno verosimilmente positivi effetti di economie di apprendimento che potranno presumibilmente portare i costi d'investimento per l'upgrading inferiore a quelli necessari alla generazione elettrica.

Per quanto riguarda gli aspetti più tecnici, si ritiene che lo sviluppo ed il perfezionamento di alcune promettenti tecniche di depurazione possa contribuire anche notevolmente all'aumento dell'efficienza dei sistemi di upgrading ed alla diminuzione dei costi operativi ad essi connessi. Ad esempio si può ipotizzare di affidare a metodi criogenici l'insieme delle fasi di depurazione del biogas, mentre attualmente si tende a effettuare degli onerosi pretrattamenti sul gas

prima del raffreddamento. Più in generale, per ogni impianto di upgrading si può auspicare che i singoli processi possano beneficiare di una maggiore integrazione tra di essi.

Appendice

Fogli di calcolo

Si riportano di seguito le stampe dei fogli di calcolo utilizzati per la progettazione di massima degli impianti, per la ricostruzione delle prestazioni degli impianti di upgrading ed il loro confronto e per le analisi economiche che hanno portato al calcolo degli incentivi.

DATI

PCI CH4	50,01 MJ/kg
	9,916 kWh/Nm3
PCI biom	48,51 MJ/kg
	9,619 kWh/Nm3
PCI biog	30,01 MJ/kg
	5,950 kWh/Nm3

arric% (PSA)	0,97
perd% (PSA)	0,03

m'biog lord	250,00 Nm3/h	0,04957 kg/s
m'biom	154,64 Nm3/h	0,03066 kg/s
m'CH4 nel	150,00 Nm3/h	0,02974 kg/s
se fosse ele	565,24 kW	
autocons. t	0,055 fraz	
PT x risc diğ	81,81 kW t	
" " lorda co	154,94 kW EP	
P EL da MC	52,68 kW el	
consumo N	26,04 Nm3/h	0,00516 kg/s
m'biog net	223,96 Nm3/h	0,04441 kg/s
m'biom	138,53 Nm3/h	0,02747 kg/s
m'CH4 nel	134,38 Nm3/h	0,02665 kg/s

R CH4	0,519655 kJ/(kg*K)	TOC	0,28 €/kWhel
eta compr	0,6	p. EE borsa	0,07 €/kWhel
T	300 K	Incentivo EE	0,21 €/kWhel
		prezzo EE	0,13 €/kWhel
eta el mci grande	0,38	prezzo CBM	59,37 €/MWh(EP)
eta el mci piccolo	0,34	prezzo CBM	0,8 €/kg
eta recup gc	0,8	" "netto al produttore	0,648 €/kg
eta el rete	0,41	" "componente fiscale	0,152 €/kg
disponibilità	8000 h/a		

CONFRONTO TRA TECNOLOGIE DI UPGRADING

	cons. EE kWh/Nm3	cons. ET kWh/Nm3	cons. EP kWh/Nm3	p fine dep. bar	p finale bar	EE x Compr kWh/Nm3	fraz CH4 fraz	perd. CH4 fraz	EP tot x CBM kWh/Nm3	% PCI	% EP cons risp prod
A) chemisorb.	0,12	0,55	0,843	5	300	0,217	0,985	0,001	1,373	13,847	14,043
B) water scrub.	0,23	0	0,561	10	300	0,181	0,975	0,015	1,002	10,100	10,204
C) PSA	0,27	0	0,659	5	300	0,217	0,97	0,03	1,189	11,990	11,990
D) membrane	0,21	0	0,512	10	300	0,181	0,96	0,04	0,953	9,608	9,608
E) criogenico	0,25	0	0,610	20	300	0,144	0,99	0,0015	0,961	9,687	9,770

RICERCA PRELIMINARE INCENTIVO

	EE prod MWhel/a	Eecons. ferm MWhel/a	Eecons. upg MWhel/a	EE ceduta MWhel/a	EE acquistata MWhel/a	CBMprod MWhc/a
prod CBM (PSA)	421,45	361,75	540,24	421,45	901,99	10660
prod EE	4521,89	361,75	0	4521,89	361,75	0

hp no perdita CH4

	Ricavi			Costi Acq EE [€]	Utile lordo €/anno	INCENTIVO NECESSARIO			Ricavo con inc. Vend CBG [€]	Utile lordo €/anno
	Vend EE [€]	Vend CBG [€]				€/MWhc	€/Nm3	€/kg		
prod CBM (PSA)	118005	512640	117258	513387	77,27	0,743	1,041	1336359	1219101	
prod EE	1266129	0	47028	1219101	incentivo già conteggiato				1219101	

1,041 di cui 0,152 ottenuti con defiscalizzazione

	Spesa x incent €/anno	Prod FER MWh(UFL)/a	Contrib BC MWh(BC)/a	incentivo risp eff utile €/MWh(FER)	rapporto
prod CBM (PSA)	823720	10660	21320	77	0,368
prod EE	949597	4522	0	210	2,718

COSTI D'INVESTIMENTO

C inv tot imp EE		C inv fermentat		C inv MCIxEE	
€/kWel inst	€/KW(EP)inst	fraz	€/kW(EP)inst	fraz	€/kW(EP)inst
4200	1596	0,65	1037,4	0,35	558,6

	C inv ferm	C inv upgr	C inv MCI	C inv distrib	C inv tot
	k€	k€	k€	k€	k€
prod CBM (PSA)	1543	993	55	100	2691
prod EE	1543	depur incl in ->	831	0	2374

COSTI OPERATIVI

comprendono:

risorse umane

prodotti di consumo

manutenzione

	C operativi	C manut MCI	C energ acq	C tot
	k€/anno	k€/anno	k€/anno	k€/anno
prod CBM (PSA)	63,9	4,4	117,3	185,5
prod EE	57,5	49,9	47,0	154,4

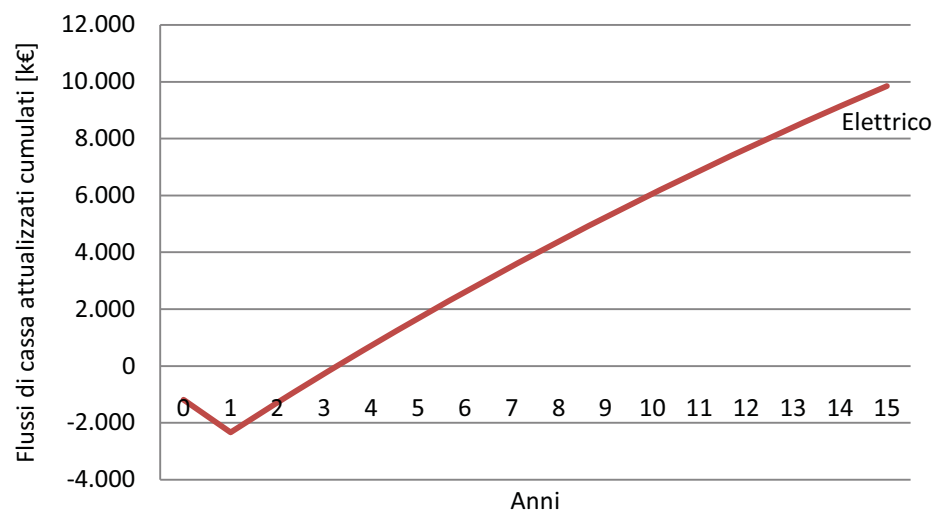
COMPARAZIONE INVESTIMENTI

k 0,03

PROUZIONE EE

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1.187	-1.187	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266
Costi di gestione	0	0	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154	-154
Ricavi netti	0	0	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112
Flusso di cassa	-1.187	-1.187	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112	1.112
FdC attualizzato	-1.187	-1.152	1.048	1.017	988	959	931	904	878	852	827	803	780	757	735	714
" " cumulado	-1.187	-2.339	-1.291	-274	714	1.673	2.604	3.508	4.385	5.237	6.065	6.868	7.647	8.405	9.139	9.853
VAN	9.853	VAN/INV: 4,15042														
TIR	34,8%															
PB	4															

Fig 7.1 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo



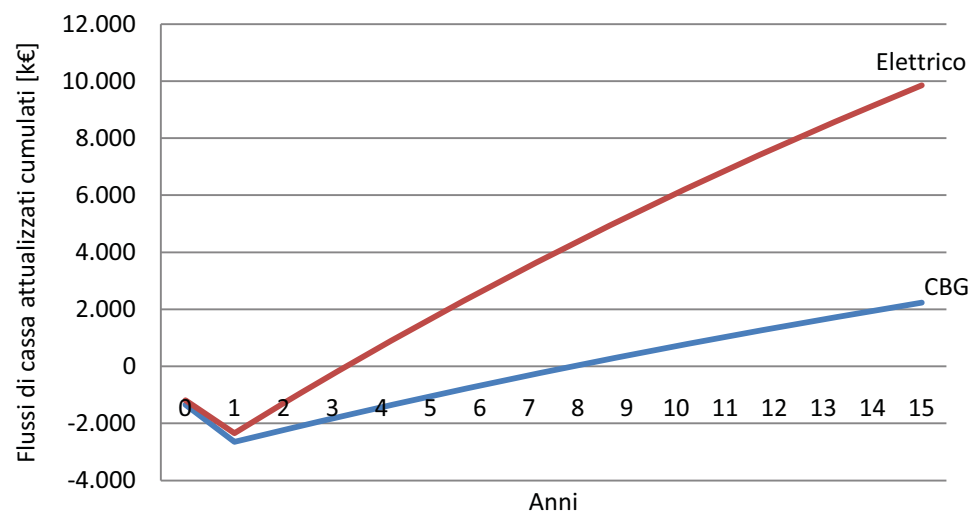
PRODUZIONE CBG SENZA INCENTIVO

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1.345	-1.345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631	631
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445
Flusso di cassa	-1.345	-1.345	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445	445
FdC attualizzato	-1.345	-1.306	420	407	395	384	373	362	351	341	331	322	312	303	294	286
" " cumulado	-1.345	-2.652	-2.232	-1.825	-1.429	-1.045	-672	-311	41	382	713	1.035	1.347	1.650	1.944	2.230
VAN	2.230															
TIR	9,3%															
PB	8															

Il produttore riceve

0,648 € per ogni kg di biometano

Fig 7.2 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo

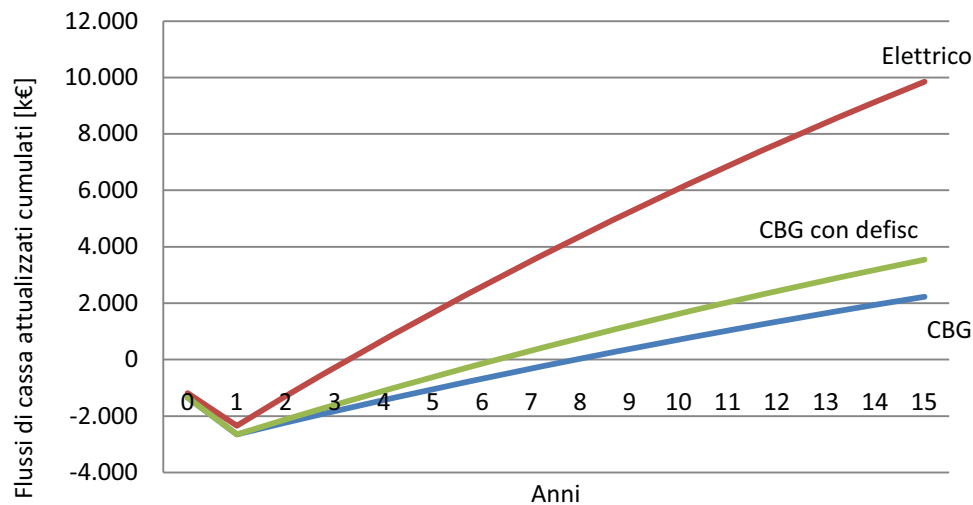


PRODUZIONE CBG CON DEFISCALIZZAZIONE

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Investimento	-1.345	-1.345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751	751
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565
Flusso di cassa	-1.345	-1.345	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565	565
FdC attualizzato	-1.345	-1.306	533	517	502	488	473	460	446	433	421	408	397	385	374	363
" " cumulado	-1.345	-2.652	-2.119	-1.601	-1.099	-611	-138	322	768	1.202	1.622	2.031	2.427	2.812	3.186	3.549
VAN	3.549															
TIR	13,8%															
PB	7															

Il prodt. riceve 0,8 € per ogni kg di biometano
 L'inc. è costituito dalla detassazione: 0,152 €/kg

Fig 7.3 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo



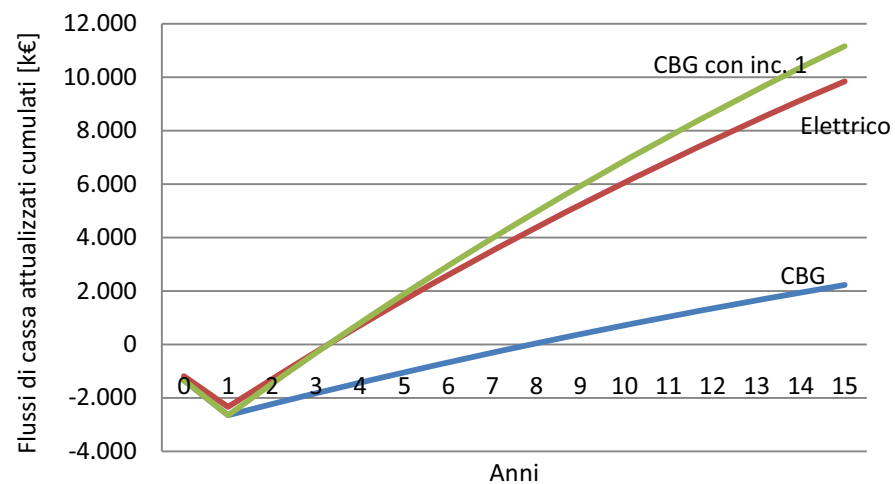
PRODUZIONE CBG CON DEFISCALIZZAZIONE E ULTERIORE INCENTIVO PER AVERE VAN/Cinv UGUALE AL CASO ELETTRICO

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
k€ Investimento	-1.345	-1.345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446	1.446
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260
Flusso di cassa	-1.345	-1.345	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260	1.260
FdC attualizzato	-1.345	-1.306	1.188	1.153	1.120	1.087	1.055	1.025	995	966	938	910	884	858	833	809
" " cumulado	-1.345	-2.652	-1.464	-311	809	1.896	2.951	3.976	4.971	5.936	6.874	7.784	8.668	9.526	10.359	11.168
VAN atteso	11.168															
VAN	11.168															
TIR	34,8%															
PB	4															

Il produttore riceve 1,6782 € per ogni kg di biometano
 Oltre alla detassaz. di 0,152 €/kg serve inc di 0,8782 €/kg

	Spesa x inc. Prod FER Contrib B(inc. risp eff ut.			
	€/anno	MWh(UFL)	MWh(BC)	€/MWh(FER)
prod CBM (PSA)	815002	10660	21320	76
prod EE	949597	4522	0	210

Fig 7.4 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo



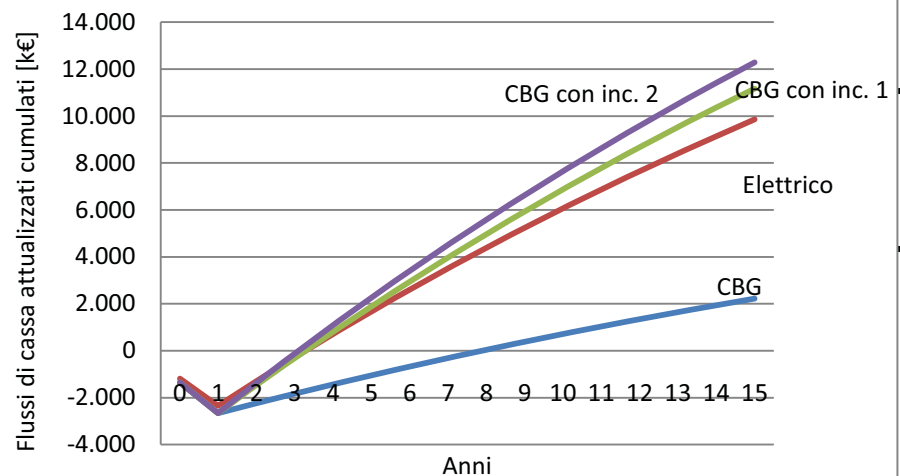
PRODUZIONE CBG CON DEFISCALIZZAZIONE E ULTERIORE INCENTIVO PER AVERE VAN/Cinv SUPERIORE DEL 10% RISPETTO AL CASO ELETTRICO

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
k€ Investimento	-1.345	-1.345	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547	1.547
Costi di gestione	0	0	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186	-186
Ricavi netti	0	0	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362
Flusso di cassa	-1.345	-1.345	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362	1.362
FdC attualizzato	-1.345	-1.306	1.284	1.246	1.210	1.175	1.141	1.107	1.075	1.044	1.013	984	955	927	900	874
" " cumulato	-1.345	-2.652	-1.368	-121	1.089	2.263	3.404	4.511	5.587	6.630	7.644	8.628	9.583	10.510	11.411	12.285
VAN atteso	12.285															
VAN	12.285															
TIR	37,5%															
PB	4															

Il produttore riceve	1,8069 € per ogni kg di biometano
Oltre alla detassazione di	0,152 €/kg serve un inc di 1,0069 €/kg

	Spesa x inceProd FER €/anno	MWh(UFL)	Contrib BC inc. risp eff ut. MWh(BC), €/MWh(FER)	
prod CBM (PSA)	916818	10660	21320	86
prod EE	949597	4522	0	210

Fig 7.5 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo

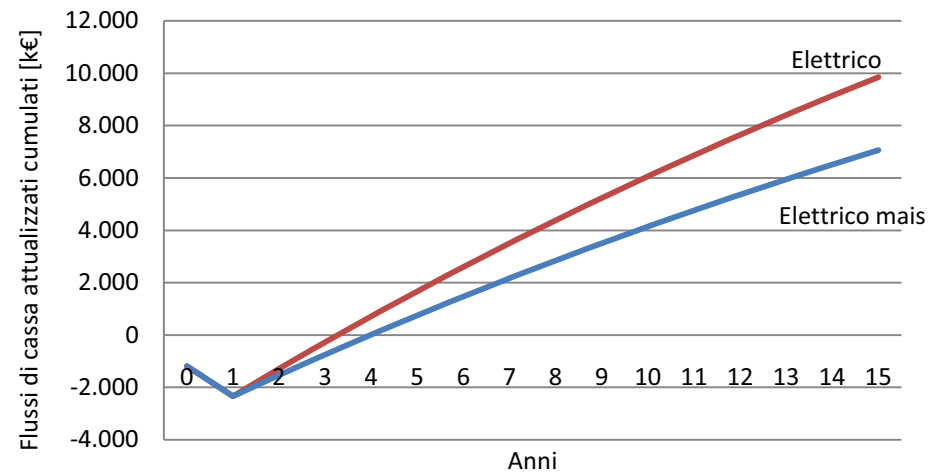


EE a tutto MAIS

Anno	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
k€ Investimento	-1.187	-1.187	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ricavi lordi	0	0	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266	1.266
Costi di gestione	0	0	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409	-409
Ricavi netti	0	0	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857
Flusso di cassa	-1.187	-1.187	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857	857
FdC attualizzato	-1.187	-1.152	808	784	762	739	718	697	677	657	638	619	601	584	567	550
" " cumulato	-1.187	-2.339	-1.531	-747	15	754	1.472	2.169	2.846	3.503	4.141	4.760	5.361	5.945	6.512	7.062
VAN	7.062															
TIR	26,8%															
PB	4															

C acq mais 254,5 k€/a

Fig. 7.6 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo



Bibliografia

- [1] Pedrocchi, Rota: Pacchetto 20-20-20: osservazioni sul metodo di calcolo della quota da fonti rinnovabili, *Energia* n°1/2009
- [2] P. Capros et al.: Model-based analysis of the 2008 EU Policy package on climate change and renewables, Primes Model (è il modello utilizzato dalla Commissione per valutare i diversi scenari energetici).
- [3] Alimenti, Garifo, Rota: Conseguire l'obiettivo del 17% di rinnovabili a costi competitivi. Osservatorio per l'energia "Mario Silvestri", *Energia* n°2/2009.
- [4] Position Paper del Governo Italiano: Energia: temi e sfide per l'Europa e per l'Italia.
- [5] C. Poletti, dal convegno "An integrate climate and Energy policy", IEFE (Istituto di economia e politica dell'energia e dell'ambiente) 2008.
- [6] C.J. Cleveland et al.: Energy and the U.S. economy: a biophysical perspective.
- [7] Malpei, Rigamonti, Grosso: Il bilancio energetico e ambientale di alcuni scenari di digestione anaerobica della FORSU, in "Biogas da rifiuti solidi urbani: Tecnologia, applicazioni, utilizzo".
- [8] Giugliano, Malpei: Indicazioni tecnico-gestionali per la realizzazione di progetti di riutilizzo energetico di biomasse in aziende agricole e impianti termici civili ed industriali e stima del contributo al bilancio energetico. FLA 2006.

- [9] Malpei, Rota: Biometano per generazione elettrica o come combustibile per trazione. L'energia elettrica, 2010.
- [10] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe
- [11] Person, Jonsson, Wellinger: Biogas upgrading to vehicle fuel standard and grid injection. IEA Bioenergy, 2006.
- [12] Persson, Johnsson, Wellinger: IEA Bioenergy Report-Task 37, December 2006.
- [13] Schweigkofler, Niessner: Removal of siloxanes in biogases. J Hazard Mater 2001;83:183–96.
- [14] Griffin, Severn, Trent: Water wastewater treatment plant at Minworth. In: ST-seminar, 2004
- [15] Wellinger, Lindberg: Biogas upgrading and utilization - IEA Bioenergy Report-Task 24
- [16] Appels, Baeyens, Dewil: Siloxane removal from biosolids by peroxidation - Energy Convers Manage 2008;
- [17] Glub JC, Diaz LF. Biogas purification processes. Biogas and alcohol fuels production - vol. II. JP Press Inc.; 1991.
- [18] Deublein, Steinhauser: Biogas from wastes and renewable resources – Wiley-VCH, 2008
- [19] Hullu, Maassen, van Meel, Shazad, Vaessen: Comparing different biogas upgrading techniques – Dirske Milieutechniek (DMT), 2008
- [20] Miltner, Makaruk et al: Biogas upgrading for transportation purposes - Vienna University of technology, 2009
- [21] Accettola, Guebitz, Schoeftner: Siloxane removal from biogas by biofiltration: biodegradation studies - Springer-Verlag 2008
- [22] Malpei, Vismara: Biogas da frazioni organiche di rifiuti solidi urbani in miscela con altri substrati – DIIAR, CIC, 2007

- [23] Persson: Evaluation of upgrading techniques for biogas – Swedish Gas Center, 2003
- [24] Harasimowicz, Orluk et al: Application of polyimide membranes for biogas purification and enrichment – Warsaw University of Technology, 2007
- [25] Bounaceur, Favre, Roizard: Biogas, membrane and carbon dioxide capture – Nancy Université, 2008
- [26] Deng, Hagg: Techno-economic evaluation of biogas upgrading process using CO₂ facilitated transport membrane - Norwegian University of Science and Technology, 2009
- [27] Stern, Charati et al: Performance of a bench-scale membrane pilot plant for the upgrading of biogas in a wastewater treatment plant - Syracuse University USA, 1998
- [28] Feasibility study – Biogas upgrading and grid injection in the Fraser Valley, British Columbia – Electrigaz, 2008

Elenco delle figure

- 2.1 Esempi di producibilità e rapporto R per bioetanolo

- 3.1 Depositi silicei in camera di combustione di un MCI

- 4.1 Modalità di rigenerazione
- 4.2 Lavaggio ad acqua con rigenerazione
- 4.3 Lavaggio ad acqua senza rigenerazione
- 4.4 Processo Selexol
- 4.5 Processo Rectisol
- 4.6 Chemisorbimento: principio di funzionamento
- 4.7 PSA e TSA: Schemi concettuali
- 4.8 PSA con CMS: principio di funzionamento
- 4.9 Processo PSA
- 4.10 Principio di funzionamento delle membrane semipermeabili
- 4.11 Sistema a membrane a 2 stadi interni
- 4.12 Diagramma di fase semilogaritmico dell'anidride carbonica

- 4.13 Separazione criogenica: esempio di schema di processo
- 4.14 Arricchimento in situ
- 4.15 Correlazione tra quantità aria immessa e % H₂S
- 4.16 Trickling filter: principio di funzionamento
- 4.17 Trickling filter: schema d'impianto
- 4.18 Sistema di chemisorbimento di H₂S con chelato di ferro, impianto con rigenerazione
- 4.19 Processo ANAStrip
- 4.20 Schema funzionale di un biofiltro
- 4.21 Ossidatore flameless

- 5.1 Stadi del processo A (Chemisorbimento)
- 5.2 Stadi del processo B (Water scrubbing)
- 5.3 Stadi del processo C (PSA)
- 5.4 Stadi del processo D (Membrane)
- 5.5 Stadi del processo E (Separazione criogenica)

- 7.1 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo (EE)
- 7.2 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo (CBM)
- 7.3 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo (CBM defisc.)
- 7.4 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo ($VAN_{CBG} = VAN_{EE}$)
- 7.5 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo ($VAN_{CBG}=1,1 VAN_{EE}$)
- 7.6 Andamento dei flussi di cassa cumulati nel tempo (EE, mais)

Elenco delle tabelle

- 1.1 Consumi energetici e quote FER nei maggiori paesi europei
 - 1.2 Costi d'investimento per impianti che generino 1 PJ/anno
 - 1.3 Costi incrementali e produttività annua
 - 1.4 Proposta di mix ottimizzato
 - 1.5 Stima oneri di incentivazione FER previste dal PP 2007
 - 1.6 Stima oneri di incentivazione FER per ipotesi alternativa
-
- 2.1 Quantitativi di substrati annualmente disponibili in Italia e relative produzioni potenziali di biometano ed energia
-
- 3.1 Composizioni biogas e gas naturale
 - 3.2 Composizioni biogas e gas naturale (2)
-
- 4.1 Solubilità della CO₂ in acqua a diverse T [kgCO₂/kgH₂O]
 - 4.2 Parametri caratteristici torre a ossido di ferro
 - 4.3 Confronto tecnologie di desolforazione
 - 4.4 Confronto tecnologie di depurazione

- 5.1 Composizione fissata del biogas
- 5.2 Proposta di specifiche sul biometano per trazione

- 6.1 Impianti di upgrading proposti
- 6.2 Confronto energetico delle tecnologie di upgrading

- 7.1 Analisi di costi e ricavi senza incentivo sul CBM
- 7.2 Calcolo dell'incentivo
- 7.3 Calcolo dell'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER
- 7.4 Costi d'investimento
- 7.5 Costi operativi della gestione degli impianti
- 7.6 Analisi dell'investimento dell'impianto per la generazione di EE
- 7.7 Analisi dell'investimento dell'impianto per la produzione di CBM
- 7.8 Analisi dell'investimento dell'impianto per la produzione di CBM con defiscalizzazione
- 7.9 Investimento con $VAN_{CBG} = VAN_{EE}$
- 7.10 Calcolo dell'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER
- 7.11 Investimento con $VAN_{CBG} = 1,1 VAN_{EE}$
- 7.12 Calcolo dell'effetto dell'incentivazione sulla produzione di FER
- 7.13 Analisi dell'investimento dell'impianto per la generazione di EE (mais)