POLITECNICO DI TORINO

Collegio di Ingegneria Meccanica, Aerospaziale, dell'Autoveicolo e della Produzione

Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria Meccanica

Tesi di Laurea Magistrale

Progettazione ed analisi tecnico-economica di un impianto a digestione anaerobica per la produzione di biometano



Relatore:

Prof. Vittorio Verda

Co-relatore:

Prof.ssa Silvia Fiore

Candidato:

Sergio Mazzeo

ABSTRACT	4
INTRODUZIONE	5
STATO DELL'ARTE	6
CAPITOLO 1	8
ENERGIE RINNOVABILI E ECOSOSTENIBILI DALLE BIOMASSE	8
CAPITOLO 2	10
CAPITOLO 2	10
DIGESTIONE ANAEROBICA PER LA PRODUZIONE DI BIOGAS	10
1. BIOCHIMICA DEL PROCESSO	10
2. FASI DEL PROCESSO DI DIGESTIONE ANAEROBICA	11
3. CHIMICO-FISICA DEL PROCESSO	12
Deassorbimento del gas	12
4. CINETICHE MICROBIOLOGICHE DI REAZIONE	13
5. PARAMETRI DI PROCESSO	14
Parametri di gestione del reattore	14
Parametri di stabilità del processo	16
TIPOLOGIE IMPIANTISTICHE	21
DIGESTIONE IN CONTINUO	21
Substrati	23
1. LE BIOMASSE UTILIZZABILI PER LA DIGESTIONE ANAEROBICA	23
2. RESE METANIGENE DELLE BIOMASSE	25
CAPITOLO 3	26
Pre-trattamento	26
1. Desolforazione	26
2. RIMOZIONE DELL'ACQUA	27
3. COMPOSTI ORGANICI SILICONICI	27
4. Ossigeno	28
5. ALTRI CONTAMINANTI	28
BIOGAS UPGRADING	29
1. Scrubbing upgrading	30
Scrubbing con ammine	30
Scrubbing con acqua	32
Physical scrubbing process	34
2. Pressure swing adsorption	35
3. SEPARAZIONE A MEMBRANA	36
4. SEPARAZIONE CRIOGENICA	38
5. CONFRONTO FRA LE TECNOLOGIE DI UPGRADING	42
CAPITOLO 4	43

	DMETANO INVARIANCE IONE NELLA DETE CAC NAZIONALE	43
1. 2.	IMMISSIONE NELLA RETE GAS NAZIONALE STOCCAGGIO E TRASPORTO IN BOMBOLE PRESSURIZZATE	43 45
2. 3.	UTILIZZO NEL SETTORE DEI TRASPORTI	45
	IIDRIDE CARBONICA	43 47
	GESTATO COME FERTILIZZANTE	48
,		
<u>CA</u>	APITOLO 5	49
Stı	UDIO PROGETTUALE DEL NUOVO IMPIANTO DI CANDIOLO	49
1.	DIMENSIONAMENTO DEI DIGESTORI	50
2.	IL PROCESSO BIOLOGICO	53
3.	OPERE CIVILI	55
4.	IMPIANTO DI GESTIONE BIOMASSE	57
5.	IMPIANTO DI RISCALDAMENTO	58
6.	GRUPPO DI TRATTAMENTO DEL BIOGAS, UPGRADING CRIOGENICO	60
7.	MOTORE COGENERATIVO	62
8.	TORCIA	63
CA	APITOLO 6	64
-	JADRO NORMATIVO E INCENTIVI	64
	INCENTIVAZIONI PREVISTE DAL DECRETO	64
	MATERIE PRIME	65
-	pologia di CIC, materie prime utilizzate e relative maggiorazioni	66
	QUALIFICA DEGLI IMPIANTI	67
4.		67
	aggiorazioni per la realizzazione di impianti di liquefazione	68
	so in esame	69
	IALISI ECONOMICA	70
1.		70
	COSTI OPERATIVI	71
	sti di esercizio dell'impianto	71
3.		73
	RICAVI	74
	FLUSSI DI CASSA ED INDICATORI DELL'INVESTIMENTO	75
	IALISI DEGLI ELEMENTI D'IMPATTO AMBIENTALE E MISURE COMPENSATIVE	77
1.	EMISSIONI DI INQUINANTI	77
2.		77
	RUMORE	78
4.	INSERIMENTO PAESAGGISTICO	78
<u>co</u>	DNCLUSIONI	79
BIE	BLIOGRAFIA	80
RINGRAZIAMENTI		

ABSTRACT

L'inquinamento e la ricerca di combustibili da fonti rinnovabili sono ad oggi due grossi problemi ai quali la società scientifica sta cercando di porre rimedio. Il biometano si presenta come un'opportuna soluzione ad entrambi; esso è prodotto dall'"upgrading" del biogas, a sua volta ottenuto dalla digestione anaerobica di sottoprodotti agricoli, reflui zootecnici e da biomasse a matrice organica in genere. Si crea così un circolo virtuoso che da materia di scarto dà vita ad un combustibile da fonte rinnovabile.

Oggetto del seguente elaborato è lo studio e la progettazione di un impianto a digestione anaerobica per la produzione di biometano. Dalla letteratura sono stati analizzati il processo di digestione anaerobica, le biomasse utilizzabili e le tipologie di impianto ad oggi esistenti. Si è passati quindi ad un approfondimento sulle tecnologie di purificazione del biogas mettendole a confronto. I dati tecnici raccolti sono stati utilizzati per la progettazione dell'impianto oggetto della tesi, caratterizzato dalla produzione di 330 Sm³/h di biometano, liquefatto e destinato all'utilizzo nel settore dei trasporti. Infine l'analisi economica e degli elementi d'impatto ambientale condotte hanno permesso di dimostrare la bontà del progetto.

Parole Chiave: biometano, biogas, energie rinnovabili, digestione anaerobica

Introduzione

Oggetto del presente elaborato è lo studio e la progettazione di un impianto di biometano di futura realizzazione che avrà sede a Candiolo (TO).

La produzione di biogas ha avuto negli ultimi anni un notevole sviluppo incentivato dall'obbiettivo di ridurre le emissioni di inquinanti dovuti ai combustibili fossili. Con il protocollo di Kyoto e successivamente con il piano 20 20 1'Unione Europea si impegnava a ridurre le emissioni di gas serra, portare ad un efficientamento energetico ed aumentare la quota di energia prodotta da fonti rinnovabili.

Negli ultimi anni è aumentata la domanda di biogas raffinato da utilizzare come biocarburante per i veicoli o da immettere nella rete gas nazionale. È in questo quadro che produrre biometano si configura come un'opportunità per l'azienda agricola di trarne profitto oltre che dalla produzione dello stesso, dalla gestione e smaltimento di scarti agricoli e deiezioni animali, dalla produzione di energia elettrica e termica, il tutto contribuendo a ridurre la dipendenza dai combustibili fossili.

Si intende per biometano il combustibile ottenuto da biogas che, a seguito di opportuni trattamenti chimico-fisici, anche svolti, a seguito del convogliamento o del trasporto del biogas, in luogo diverso da quello di produzione, soddisfa le caratteristiche fissate dall'Autorità per l'energia elettrica, il gas e il servizio idrico.¹

¹ Decreto interministeriale 2 marzo 2018 - Promozione dell'uso del biometano nel settore dei trasporti

STATO DELL'ARTE

Alla fine del 2016 risultano operativi 17.662 (Deremince, December 2017) impianti per la produzione di biogas in Europa. La crescita del numero di impianti è stata particolarmente intensa tra il 2010 – 2012, mentre dal 2015 ha avuto un forte calo con un incremento di solo l'1% nel 2016. Tuttavia, seppur il numero di impianti a biogas si è stabilizzato dal 2015, la capacità elettrica installata (IEC) è costantemente in aumento e nel 2016 si è arrivati a 9.985 MW.

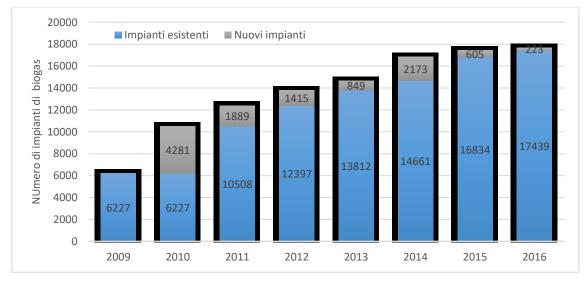


Figura 1: Evoluzione degli impianti di biogas in Europa.

La riduzione del tasso di crescita degli impianti di biogas è dovuta principalmente alle variazioni legislative che si sono orientate verso la produzione di biometano da destinare all'autotrazione o all'immissione nella rete nazionale.

Il numero di impianti per la produzione di biometano in Europa è cresciuto notevolmente negli ultimi anni, passando dai 187 impianti del 2011 ai 497 a fine 2016 con una crescita percentuale del 265%.

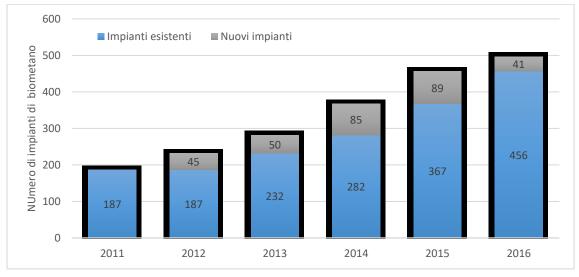


Figura 2: Evoluzione degli impianti di biometano in Europa.

Tabella 1: Utilizzo del biogas nel mondo²

Uso/applicazione	Stato/regione	Aspetti negativi
Conversione in gas naturale per immissione nella rete locale. Successivamente utilizzato per generare calore e energia elettrica.	Europa, USA	Elevato costo della conversione accoppiato ad un costo elevato di produzione del biogas. Questo aspetto è strettamente legato al costo del gas fossile, il quale è in continuo aumento.
Bruciato in motori a combustione interna per la produzione di calore e elettricità. Motori di dimensioni maggiori permettono di ottenere efficienze maggiori.	Europa, utilizzo crescente in USA; in Asia e in America latina questi motori sono usati principalmente nelle industrie, seppur in scale più piccole.	Nelle unità più piccole il rendimento di conversione è relativamente basso (a partire dal 25%)
Riscaldamento delle abitazioni e uso domestico, tramite la combustione di biomasse	Nord America, specialmente nelle aree rurali; paesi freddi del Nord Europa.	Con la minore disponibilità di legna da ardere si è passati a combustibili alternativi, tra i quali il pellet, che emette pochi fumi esausti e brucia alle basse temperature.
Combustibile in impianti di turbine a gas; negli impianti più grandi (maggiori di 800kW) l'efficienza raggiunge valori del 75 %	Utilizzo sempre maggiore nel settore industriale in Europa e qualche utilizzo sporadico negli USA.	Non economicità nelle unità più piccole (inferiore agli 800 kW) nelle quali risultano maggiormente convenienti i motori a combustione interna.
Come combustibile per autobus e flotte di mezzi di trasporto. Riduzione delle emissioni di fumi esausti rispetto ai veicoli diesel.	Europa, USA, progetti sperimentali esistono in grandi città dell'India e della Cina.	In comune con il metano, il carburante di biogas nella sua forma attuale consente un campo di guida molto più limitato dei veicoli diesel o benzina. Inoltre, le stazioni di servizio con la disponibilità del biogas sono molto ridotte, ad eccezione di Svezia e Germania.
Come celle di combustibile. Ricerche continue si stanno muovendo per la realizzazione di celle a combustibile a biogas piuttosto che a idrogeno.	La maggior parte delle ricerche in merito hanno luogo in Scandinavia.	Le ricerche si stanno muovendo lentamente a causa dei costi elevati.
Elettricità nelle aree rurali non connesse alla rete elettrica nazionale.	Si sta notevolmente espandendo in Messico e Brasile e nei paesi Africani.	Gli impianti più piccoli hanno elevati costi di struttura e manutenzione per i piccoli agricoltori.

-

² Pira International Ltd 2007

CAPITOLO 1

ENERGIE RINNOVABILI E ECOSOSTENIBILI DALLE BIOMASSE

I cambiamenti climatici sono senza alcun dubbio il principale problema legato all'inquinamento che il mondo sta affrontando ai nostri giorni. L'aumento della temperatura globale ha sicuramente delle ripercussioni maggiori sull'ecosistema e sulla catena alimentare che non sulla vita dell'uomo stessa. Secondo largo consenso della comunità scientifica il riscaldamento globale è dovuto all'emissione di gas serra, prodotti principalmente per la produzione di calore e potenza meccanica tramite l'utilizzo di combustibili fossili.

È chiaro che le risorse rinnovabili giocheranno un ruolo cruciale nella politica di mitigazione dell'emissione di CO₂. A tale scopo la produzione di energia dalle biomasse è vista come una delle maggiori fonti per energia rinnovabile in futuro, specialmente per i casi in cui è richiesta produzione continua di energia a discapito di altre forme di energia rinnovabile quali quelle eolica e solare.

Biomassa è: "la parte biodegradabile dei prodotti, rifiuti e residui provenienti dall'agricoltura (comprendente sostanze vegetali e animali) e dalla silvicoltura e dalle industrie connesse, nonché la parte biodegradabile dei rifiuti industriali ed urbani"³. Il termine biomassa indica quindi una grande quantità di materiali tra loro di natura diversa ma accomunati da matrice organica, con poche eccezioni. Le biomasse altro non sono che una forma sofisticata di accumulo dell'energia solare che, partendo dalla fotosintesi, è stata convertita in energia chimica tramite la produzione di molecole complesse ad alto contenuto energetico.

Proprio per via della loro origine naturale, le biomasse sono considerate neutrali ai fini dell'incremento delle emissioni di gas serra poiché l'anidride carbonica emessa durante la loro combustione è pari a quella assorbita mediante la fotosintesi.

A seconda della loro origine le biomasse vengono quindi divise in 4 grandi comparti:

- *Comparto forestale e agroforestale*: residui delle operazioni selvicolturali o delle attività agroforestali, utilizzazione di boschi cedui, ecc.;
- *Comparto agricolo*: colturali, provenienti dall'attività agricola o dalle colture dedicate di specie lignocellulosiche, oleaginose e zootecniche, reflui zootecnici;
- Comparto industriale: residui provenienti dalle industrie del legno, della carta, ed agroalimentari;
- Comparto urbano: residui delle operazioni di manutenzione del verde e frazione umida dei rifiuti solidi urbani.

Molto diverse sono tra loro le biomasse e quindi diverse sono le tecnologie disponibili per la loro valorizzazione; possono essere suddivise in processi di conversione: termochimici, biochimici e fisico chimici.

³ Decreto legislativo 29/12/2003, n. 387

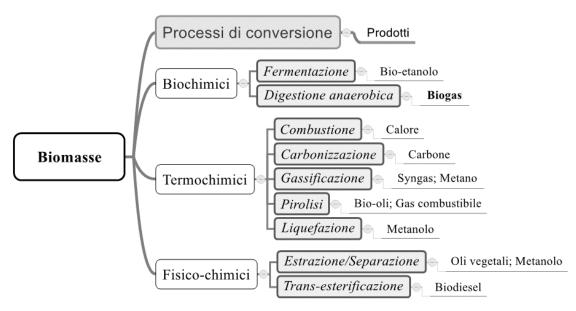


Figura 3: Processi di conversione delle biomasse e loro prodotti.

I processi di conversione biochimica sfruttano la presenza di enzimi, funghi e altri micro-organismi che si formano nella biomassa, in determinate condizioni, per realizzare reazioni chimiche di digestione o fermentazione. Il processo che a noi interessa è quello di digestione anaerobica, mediante il quale ottenere la produzione di biogas da destinare al successivo utilizzo.

DIGESTIONE ANAEROBICA PER LA PRODUZIONE DI BIOGAS

1. Biochimica del processo

La formazione del metano dalle biomasse (Bickel, 1995) segue in generale la seguente equazione chimica:

$$C_c H_h O_o N_n S_s + \gamma H_2 O x C H_4 \rightarrow x C H_4 + n N H_3 + s H_2 S + (c - x) C O_2$$

Dove:

$$x = 1/8(4c + h - 2o - 3n - 2s)$$
$$y = 1/4(4c - h - 2o + 3n + 2s)$$

I reagenti includono ad esempio:

Carboidrati: $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3CO_2 + 3CH_4$

Grassi: $C_{12}H_{24}O_6 + 3H_2O \rightarrow 4.5CO_2 + 7.5CH_4$

Proteine: $C_{13}H_{25}O_7N_3S + 6H_2O \rightarrow 6.5CO_2 + 6.5CH_4 + 3NH_3 + H_2S$

Effettuiamo adesso un bilancio di energia.

Nel processo di formazione di materiale organico tramite la fotosintesi:

$$CO_2 + H_2O \rightarrow CH_2O + O_2$$

 $anidride\ carbonica + acqua + energia\ solare\ o carboidrati + ossigeno$

$$-394kJ - 237kJ + energia\ libera\ \Delta G_f'/mol \rightarrow -153\ kJ + 0kJ$$

 $\Delta G_f' = 478 \, kJ \, mol^{-1} \, a \, pH=7$

Nel processo di degradazione del materiale organico in biogas si ha:

$$CH_2O \rightarrow 0.5CH_4 + 0.5CO_2$$
 3

 $carboidrati \rightarrow metano + anidride carbonica$

$$-153kJ \rightarrow 0.5(-51kJ) + 0.5(-394kJ)$$

 $\Delta G_f' = -70kI \ mol^{-1}$

Infine durante la combustione del metano:

$$0.5CH_4 + O_2 \rightarrow 0.5CO_2 + H_2O$$

$$0.5(-51kJ) + 0kJ \rightarrow 0.5(-394kJ) + (-237kJ)$$

$$\Delta G_f' = -408kJ \ mol^{-1}$$

L'energia rilasciata durante la combustione del biometano è teoreticamente pari all'energia necessaria al processo di fotosintesi sottratta dell'energia libera di formazione del biogas. Tuttavia, il calore rilasciato durante la formazione del biogas non è mai completamente riutilizzato e la conversione è incompleta.

Si è così chiuso il ciclo energetico.

Ad esempio nel ciclo di 1 kmol di zucchero si ottengono 408 kJ/mol corrispondenti all'85% dell'energia libera contenuta inizialmente. Ciò mostra come una piccola parte del contenuto energetico venga rilasciato durante la digestione anaerobica. Tenendo presente che affinché la reazione avvenga è necessaria una temperatura di 40-60°C si evince che i bioreattori devono essere riscaldati e ben isolati.

Il volume di biogas che può essere ottenuto è funzione:

- della frazione di materiale ad alto contenuto energetico nella massa organica;
- del contenuto di materiale secco organico (ODM organic dry material) nel totale della biomassa secca;
- del contenuto di materiale secco del substrato;
- della percentuale di metano contenuta nel biogas;
- dell'attuale grado di decomposizione.

2. Fasi del processo di digestione anaerobica

La conversione dei substrati organici in biogas avviene attraverso una catena anaerobica di processi. A questa catena prendono parte diversi gruppi metabolici che si distinguono sia per substrato che per il prodotto del loro metabolismo.

In sintesi, il processo biodegradativo si compone delle seguenti fasi: una prima fase in cui si ha l'**idrolisi** dei substrati complessi, seguita dall'**acidificazione** e formazione di acidi grassi volatili, chetoni ed alcoli; quindi si ha la fase **acetogenica** dove gli acidi grassi formano acido acetico, acido formico, anidride carbonica e idrogeno; infine si ha la **metanogenesi** e formazione di metano a partire dall'acido acetico o per riduzione della CO₂, utilizzando come substrato l'idrogeno. In Figura 4 è indicata sinteticamente l'evoluzione del processo di digestione anaerobica.

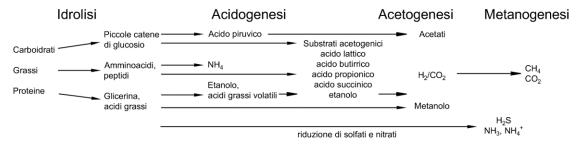


Figura 4: Schema generale del processo di digestione anaerobica.

Idrolisi

Durante la prima fase i composti solubili vengono scissi in elementi più semplici grazie alla presenza di diversi enzimi:

- lunghe catene di carboidrati presenti in strutture insolubili quali cellulose, emicellulose e amidi vengono scissi dall'idrolasi in zuccheri a catena corta;
- le proteine vengono scisse in amminoacidi quali peptidi dalle proteasi;
- i grassi sono scissi in acidi grassi e glicerina dalla lipasi.

Gli enzimi hanno origine dai batteri anaerobici presenti. L'idrolisi dei carboidrati avviene in un paio d'ore, quella delle proteine e lipidi in alcuni giorni, mentre quella di cellulose lignee e lignine avviene lentamente e solo in maniera incompleta.

Il processo idrolitico può essere inibito dall'accumulo di amminoacidi e zuccheri⁴.

Acidogenesi (anche chiamata fermentazione)

I monomeri formati durante l'idrolisi vengono attaccati dai batteri e degradati nella seconda fase in acidi a catena corta (ad esempio acido butirrico, propionico, acetico), molecole propioniche, alcoli, ossido di azoto, solfiti di idrogeno, idrogeno e diossido di carbonio. La concentrazione dei prodotti intermedi è funzione degli ioni idrogeno, maggiore è la pressione parziale dell'idrogeno e minore sarà la produzione di composti quali acetati.

_

⁴ Sanders et al. 1999

Acetogenesi

I prodotti dell'acidogenesi fanno quindi da substrato nella nuova fase, l'acetogenesi. La reazione acetogenica è una reazione endoergonica, ad esempio la degradazione dell'acido acetico e del diossido di carbonio richiede $\Delta G_f^o = 74kJ \ mol^{-1}$ e quella dell'etanolo richiede $\Delta G_f^o = +9.6kJ \ mol^{-15}$

I batteri acetogenici producono principalmente H2 e CO2 e acetati, quando la pressione parziale dell'idrogeno è bassa, e per pressioni parziali maggiori acidi butirrici, propionici, valerici e etanolo. Di questi, i batteri metanigeni, possono processare unicamente gli acetati, l'idrogeno e il diossido di carbonio.

La conversione anaerobica degli acidi grassi e degli alcol procede energeticamente a spese della metanogenesi, che di rimando ne riceve i substrati (quali H2, CO2, acido acetico) necessari per la crescita.

La fase acetogenica limita il grado di degradazione dello stadio finale; la composizione del biogas è strettamente legata all'attività dei batteri acetogenici.

Metanogenesi

Gli organismi metanigeni consumano gli acetati, l'idrogeno e parte del diossido di carbonio per produrre metano. Essa avviene secondo tre diverse vie:

acetotrofica $CH_3COOH \rightarrow CO_2 + CH_4$ idrogenotrofica $CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$ metilotrofica $4CH_3OH + 6H_2 \rightarrow 3CH_4 + 2H_2O$

Se la formazione del metano ha dei disturbi si verifica una sovra-acidificazione. Questi disturbi si manifestano quando i batteri acetogenici che vivono in simbiosi con gli altri organismi, consumano l'idrogeno, sottraendolo alle specie metanigene. Inoltre, i solfuri di idrogeno sono tossici per la metanogenia.

Secondo la chimica delle reazioni il biogas dovrebbe contenere diossido di carbonio e metano nel rapporto di 50 a 50. Tuttavia, mentre l'acetogenesi produce dell'idrogeno che viene consumato nel rapporto di 4 moli a 1 di diossido di carbonio nella fase metanigena idrogenotrofica per formare una mole di metano, grassi e proteine possono produrre una maggiore quantità di idrogeno che porta ad un più alto contenuto di metano. Quindi, il contenuto di metano varia in funzione dei diversi substrati e delle condizioni di digestione.

3. Chimico-fisica del processo

Deassorbimento del gas

Il biogas prodotto nel corso del processo di digestione anaerobica risulta principalmente composto da: metano CH₄, biossido di carbonio CO₂ e idrogeno H₂. Il metano risulta praticamente insolubile e viene rilasciato dal digestato passando alla fase gassosa; l'anidride carbonica raggiunge un equilibrio dinamico tra fase liquida e gassosa, andando a partecipare alla formazione di acido carbonico agendo da tampone del sistema. L'idrogeno è prodotto in piccole quantità e viene principalmente consumato nella fase metanigena; pur essendo insolubile esso non fa in tempo a lasciare la parte liquida.

Possiamo esprimere la velocità di trasferimento di massa dalla fase liquida a quella gassosa secondo la seguente equazione:

$$\frac{dS}{dt} = K_L a \left(S - \frac{P_p}{H} \right)$$

Dove:

- dS / dt è la velocità di trasferimento del gas dalla fase liquida a quella gassosa;
- S è la concentrazione del gas disciolto nel liquido;
- K_L è una costante di trasferimento di massa globale;
- a è la superficie specifica della bolla di gas;
- P_p è la pressione parziale del gas;
- *H* è la costante di Henry.

_

⁵ Biogas from waste

Quindi la velocità di trasferimento del gas è funzione della superficie della bolla, di un coefficiente caratteristico e della forza motrice. In letteratura sono riportati diversi modelli matematici per determinare la costante di trasferimento K_L .

Una volta che il metano viene deadsorbito raggiunge quindi la fase gassosa sovrastante il digestato per differenza di densità ed in relazione alla dimensione delle bollicine; mediamente la velocità di risalita è inversamente proporzionale al diametro della bolla.

4. Cinetiche microbiologiche di reazione

Nella progettazione di un impianto di digestione anaerobica occorre tenere in considerazione quelle che sono le fasi del processo ed il loro tempo per espletarsi completamente. In alcuni casi maggiori volumi dell'impianto portano a tempi di reazione troppo lunghi che comportano una bassa efficienza e costi di strutture ingiustificati. Pertanto occorre studiare quella che è la cinetica del processo al fine di ottenere la massima efficienza possibile.

Dal punto di vista cinetico un sistema microbiologico è caratterizzato da due processi:

- La velocità di crescita dei microorganismi sul substrato;
- La velocità di utilizzo del substrato.

La velocità di crescita dei microorganismi può essere valutata secondo la seguente espressione generale:

$$\frac{dX}{dt} = Y\frac{dS}{dt} - k_d X$$

Dove:

- dX/dt, è la velocità di crescita dei microorganismi;
- Y è un coefficiente di rendimento di crescita;
- dS/dt la velocità di utilizzazione del substrato da parte dei microorganismi;
- k_d una costante di decadimento dei microorganismi;
- X la concentrazione dei microorganismi.

Mentre per esprimere la velocità di utilizzo del substrato facciamo riferimento al modello cinetico di Michaelis-Menten esprimibile attraverso la seguente equazione:

$$\frac{dS}{dt} = K_M X \frac{S}{K_S + S}$$

Dove:

- K_M è il valore della massima velocità ottenibile per unità di massa di microorganismi;
- *X* è la concentrazione dei microorganismi;
- S è la concentrazione del substrato a contatto con i microorganismi;
- K_S è un coefficiente di semi saturazione.

Combinando le due equazioni sopra esposte si ottiene:

$$\frac{1}{X}\frac{dX}{dt} = Y K_M \frac{S}{K_S + S} - k_d$$

Poniamo $\frac{1}{X}\frac{dX}{dt} = \mu$ essendo μ la velocità specifica di crescita dei microorganismi, e $YK_M = \mu_{MAX}$ massima velocità specifica. Sostituendo si ottiene:

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S}{K_S + S} - k_d$$

Possiamo quindi distinguere due casi limite:

• Eccesso di substrato: $S \gg K_S$ per cui: $\mu = \mu_{MAX} - k_d$ Cinetica di ordine zero

• Substrato limite: $\mu = \mu_{MAX} \frac{s}{K_S + s} - k_d$ Cinetica del primo ordine

5. Parametri di processo

Come tutti i processi biologici è di fondamentale importanza la costante presenza delle condizioni ottimali, variazioni nella temperatura del substrato, della concentrazione di alcuni componenti o altro, possono condurre all'arresto del processo di digestione e quindi di produzione del biogas.

Il metabolismo microbiologico del processo dipende da diversi parametri che vanno quindi tenuti costantemente sotto controllo. Inoltre, i requisiti biologici dei batteri per la fermentazione, necessari per l'idrolisi e l'acidificazione, differiscono dai requisiti necessari per i microorganismi metanigeni dell'ultima fase.

Le condizioni di ottimo per l'intero processo di digestione anaerobica possono quindi raggiungersi con impianti di digestione a due fasi, una prima parte in cui far avvenire l'idrolisi e l'acidificazione, ed una seconda parte in cui far avvenire l'acetogenesi e la metanogenesi. Esistono anche impianti di taglia più piccola che, per questione di costi, prevedono un'unica parte adibita alla digestione; in questi impianti occorre soddisfare innanzitutto i requisiti della metanogenesi poiché questi hanno un più basso fattore di crescita e sono maggiormente sensibili ai fattori ambientali.

Bisogna altresì tenere in considerazione:

- che in presenza di substrati ricchi di ligno-cellulosa l'idrolisi ne limita il processo e richiede maggiore attenzione:
- che in presenza di substrati ricchi di proteine il pH è lo stesso nei due stadi e quindi è sufficiente un impianto a singolo stadio;
- con i grassi l'idrolisi procede più velocemente all'aumentare dell'emulsione per cui è limitante l'acetogenesi, è quindi preferibile un catabolismo termofilico dei grassi.

Tabella 2: Parametri di processo nella suddivisione dell'impianto in due fasi.

Parametro	Idrolisi/acidogenesi	Metanogenesi
Temperatura (°C)	25-35	Mesofilica 32-42 Termofilica 50-58
pH	5.2-6.3	6.7-7.5
Rapporto C/N	10-45	20-30
Potenziale redox (mV)	+400 a -300	<-250
Contenuto di materia asciutta (%)	<40	<30
Rapporto C:N:P:S	500:15:5:3	600:15:5:3
Tracce di altri elementi	Nessuno richiesto	Essenziale: Ni, Co, Mo; Se

Parametri di gestione del reattore

Definiamo adesso alcuni termini chiave per l'analisi dei parametri di gestione del processo:

- TS Solidi Totali: cioè il contenuto di sostanza di un campione essiccato a 105 °C per 24 ore, rappresentano in prima approssimazione la somma della frazione organica e di quella inerte del substrato:
- TVS Solidi Totali Volatili: cioè la quantità di sostanza secca che risulta volatilizzata dopo la combustione a 550 °C di un campione, rappresentano in prima approssimazione la parte organica della sostanza secca e sono pari alla differenza di TS e TFS; questi ultimi rappresentano i solidi totali fissi e quindi a restante parte inerte dei solidi totali;
- COD Domanda Chimica di Ossigeno: cioè la quantità di ossigeno necessaria per l'ossidazione della sostanza organica;
- BOD₅: quantità di ossigeno consumata in 5 giorni, senza aggiunta di substrato fresco.

• Tempo di permanenza

Il tempo di permanenza gioca un ruolo importante nel processo, deve essere almeno pari a quello richiesto per completare la degradazione del materiale organico.

Il tempo medio di residenza idraulico HRT è definito come il rapporto tra il volume del reattore e la portata di alimentazione:

$$HRT = V/Q$$
 [giorni] 10

Dove:

- V è il volume del reattore $[m^3]$
- Q è la portata al reattore [m³/giorno]

Rappresenta il tempo di permanenza degli elementi fluidi nel reattore, esso è valido in senso stretto per i soli reattori ideali mentre per un reattore ideale assume il significato di tempo di permanenza medio dei vari elementi del fluido. L'HRT ha tipicamente il valore di 15-30 giorni.

Possiamo definire anche un altro tempo di permanenza ossia il tempo medio di residenza dei fanghi SRT, dato dal rapporto tra la massa totale di solidi volatili e la portata di solidi estratta dal reattore:

$$SRT = (V \cdot X)/W$$
 [giorni]

Dove:

- X è la concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore [kg TVS/m³]
- W è la portata di sostanza volatile estratta dal reattore [kg TVS/giorno]

• Carico organico

Definiamo carico organico volumetrico di substrato la quantità di substrato entrante nel reattore riferita all'unità di volume di esso e all'unità di tempo, cioè:

$$OLR = \frac{Q \cdot S}{V} \qquad [kg \ (m^3)^{-1} \ giorni^{-1}]$$

Dove:

- Q è la portata volumetrica di substrato $[m^3/giorno]$;
- S è la concentrazione di substrato nella portata influente $[kg/m^3]$;
- V è il volume del reattore $[m^3]$

Esso è normalmente riferito ai solidi volatili ed esprime quindi la quantità di solidi volatili che vengono inseriti nel reattore in un giorno per unità di volume dello stesso.

Incrementare l'OLR porta ad un incremento del rendimento in biogas ma può disturbare l'equilibrio e la produttività dell'intero processo di digestione. Ad esempio introdurre grandi quantità di materiale fresco può temporaneamente inibire l'attività batterica nella prima fase della fermentazione, si ha un aumento della concentrazione di acidi grassi volatili e può portare ad una acidificazione irreversibile.

Definiamo carico organico riferito alla biomassa, o ai solidi volatili nel reattore, CF il rapporto fra la quantità di substrato entrante e la quantità di sostanza volatile presente nel reattore, nell'unità di tempo:

$$CF = \frac{Q \cdot S}{V \cdot X} \qquad [kg_{substrato}/kg_{TVS}/giorno]$$
13

Dove:

- X è la concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore [kgTVS/m³].

• Produzione del gas

Definiamo produzione specifica di gas SGP la quantità di biogas che viene prodotta per quantità di sostanza volatile alimentata al reattore:

$$SGP = \frac{Q_{biogas}}{Q \cdot S} \qquad [m^3_{biogas}/kg_{substrato \ alim.}]$$

Questo parametro è principalmente utilizzato per analizzare la resa del processo di digestione anaerobica ed è funzione della biodegradabilità del substrato e delle proprietà del processo adottato.

Definiamo velocità di produzione del biogas GPR come il rapporto fra la quantità di biogas prodotto ed il volume del reattore:

$$GPR = \frac{Q_{biogas}}{V} \quad [m^3_{biogas}/m^3_{reattore}/giorno]$$
15

• Efficienza di rimozione del substrato

Un ultimo parametro da tenere in considerazione per la gestione del reattore è l'efficienza di rimozione del substrato. In letteratura si trovano diverse definizioni a seconda che si reputi maggiormente significativo considerare la rimozione in termini di sostanza secca o volatile (Bhattacharya et al., 1996) o in termini di COD utilizzato (Brunetti et al., 1998). Si riporta una relazione semplificata che tiene conto della conversione del substrato in biogas (Prof. Franco Cecchi, 2005):

$$\eta\% = \frac{Q \cdot S - Q \cdot Se}{Q \cdot S} \quad [\%]$$

Dove:

- Q è la portata influente ed effluente $[kgTVS/m^3]$;
- S è la concentrazione di TVS nella portata influente $[kg/m^3]$;
- Se è la concentrazione di TVS nella portata effluente calcolata come differenza tra la massa entrante ed il biogas prodotto $[kg/m^3]$.

Parametri di stabilità del processo

Obbiettivo fondamentale nel controllo del sistema è di mantenere condizioni operative stabili e ottimali; nel caso specifico della digestione anaerobica lo step chiave, la metanogenesi, è anche quella maggiormente sensibile alle variazioni di diversi parametri.

• Temperatura

La temperatura è uno dei parametri più influenti per le performance e stabilità della digestione anaerobica.

La digestione anaerobica di per sé può avere luogo in diversi regimi di temperatura, essa può avvenire in condizioni ambiente, mesofiliche (32-42°C) e termofiliche (48-55°C). La temperatura ha effetto principalmente sull'attività metabolica dei microorganismi e su altri fattori che modificano le caratteristiche del gas. I batteri idrolitici, responsabili della degradazione di materiali complessi, sono influenzati dalle variazioni di temperatura. I batteri acidogenici non tollerano cambiamenti di temperatura e sono attivi unicamente in uno specifico range, deviazioni dall'ottimo portano all'acidificazione e ad un accumulo di acidi grassi volatili. I batteri metanigeni non possono tollerare fluttuazioni nella temperatura superiori al °C/giorno (Inc., 2003).

Far avvenire il processo a condizioni termofiliche (>45°C) può migliorare le performance della digestione anaerobica poiché aumentano la solubilità dei componenti organici ed il grado della reazione chimica e biochimica e diminuiscono la solubilità del gas nel liquido, la viscosità e l'emissione di odori. Viceversa incrementi di temperatura aumentano l'effetto inibitore dell'ammoniaca e degli acidi grassi volatili rispettivamente incrementando e diminuendo la loro costante di dissociazione acida.

In letteratura sono riportati esperimenti che mettono a confronto la produzione di metano dalla digestione anaerobica di scarti del cibo per via mesofilica e termofilica e mostrano una resa maggiore per quest'ultima (Kim JK, 2006).

Prestazioni operative adeguate, stabilità e minore sensibilità agli inibitori sono invece i vantaggi dei processi mesofilici (25-40°C). Sanchez et al. riporta che il processo di digestione anaerobica condotto sotto regime di temperature mesofiliche è più stabile di quello operato a temperatura ambiente.

La velocità di reazione del processo biologico può essere espresso secondo: (R., 2012) (Kadlec RH, 2008)

$$k_T = k_{20} \theta^{(T-20)} 17$$

Dove k_T è la costante di velocità alla temperatura T, k_{20} la costate di velocità alla temperatura di $20^{\circ}C$ e θ un coefficiente di attività di temperatura. Possiamo notare come la dipendenza dalla temperatura della reazione può anche essere dedotta dall'equazione di Arrhenius:

$$k = Ae^{-\frac{E_a}{RT}}$$

Dove A è un fattore pre-esponenziale, E_a è l'energia di attivazione, R la costante universale dei gas e T è la temperatura. Possiamo quindi dedurre come incrementi della temperatura corrispondono ad un aumento della velocità di degradazione.

Ulteriori esperimenti dimostrano come l'incremento di temperatura conduce a maggiori produzioni di biogas ma non sempre a maggiori produzioni di metano. Infatti oltre un certo limite si ha unicamente un aumento della produzione di CO₂ e conseguentemente una produzione di biogas sempre meno ricco di metano.

Nonostante il processo termofilico di digestione anaerobica sia superiore, per i vantaggi sopra indicati, la gran parte degli esperimenti in letteratura fanno riferimento a digestione mesofilica, di materiali ligno-cellulosici e deiezioni animali per via della maggiore robustezza del processo.

Gli impianti di digestione hanno come scopo la produzione di biogas a fini energetici, si evince quindi come la necessita di riscaldare i reattori, consumando quindi energia, sia un aspetto non economico da tenere sotto stretto controllo.

Molti impianti sono stati quindi realizzati in due stadi nei quali vengono applicate due diverse temperature: un primo stadio nel quale l'idrolisi è guidata mesofilicamente ed un secondo stadio dove far avvenire la metanogenesi termofilicamente. Occorre porre particolare attenzione al substrato, in alcuni casi è favorevole operare l'idrolisi a temperature maggiori rispetto alla metanogenesi.

• pH

Il pH è un ulteriore parametro molto importante per l'intero processo di digestione anaerobica; esso è correlato con le reazioni enzimatiche coinvolte nei microorganismi del processo. Ogni enzima ha il suo range di pH ottimale. In accordo con la letteratura (Hagos K, 2016) (C-f Liu, 2008) il pH ottimale per la digestione anaerobica è compreso tra 6.8-7.2

La crescita dei batteri metanigeni ha una brusca riduzione a valori del pH minori di 6.8; al contrario l'alta alcalinità porta alla disintegrazione dei granuli che hanno influenza negativa sulla produzione di metano. L'accumulo di acidi grassi a catena corta può derivare dal pH inferiore al livello ottimale e ridurre la produzione di metano; il letame animale ha una elevata capacità tampone che può proteggere il processo di digestione.

Esperimenti condotti da Bah et al. (Bah H, 2014) sulla digestione di fibre pressate di palma e letame animale hanno rilevato che la maggiore produzione di metano si aveva per pH tra 6.8 e 7. In un'altra ricerca condotta da Cheng e Zhong (Cheng X-Y, 2014) sulla digestione di gambi di cotone e letame animale il livello ottimale di pH trovato risultava di 6.5

Si ricorda che il pH corrisponde a:

$$pH = -\log_{10}[H^+] 19$$

Quindi ad una concentrazione di ioni idrogeno pari a 10⁻⁷ mol/l corrisponde un valore di pH pari a 7 (pH neutro).

Per via del trasporto di idrogeno del coenzima ossidoriduttivo NAD (nicotinammide adenina dinucleotide) si sviluppano diversi prodotti durante la digestione: gli ioni H+ isolati dal substrato riducono il NAD+ che andrà quindi a rigenerarsi in presenza di un ulteriore ione idrogeno per formare idrogeno gassoso:

$$NADH + H^+ \rightarrow H_{2(g)} + NAD^+$$
 20

$$\Delta G_f^o = +18.07 \ kJ \ mol^{-1}$$

Questa reazione avviene indipendentemente nell'idrolisi e nell'acidificazione di idrocarburi e proteine. In un impianto a due stadi è importante regolare il pH di modo tale che il pH del secondo stadio sia maggiore di quello del primo. Due processi che avvengono durante la digestione fanno sì che il pH si mantenga naturalmente all'interno del range ottimale:

 Durante la fermentazione viene continuamente prodotta CO2 gassosa che sale nell'aria; all'aumentare del pH aumenta la CO2 disciolta nel substrato, questa a sua volta andrà a formare acido carbonico che libera ioni idrogeno:

$$CO_2 + H_2O \leftrightarrow H_2CO_3 \leftrightarrow H^+ + HCO_3^- \leftrightarrow 2H^+ + CO_3^{2-}$$
 21

A pH 4 tutta la CO2 è presente sotto forma di molecole libere, a pH 13 è interamente disciolta nel substrato sotto forma di carbonato. L'equilibrio della reazione si ha per pH pari a 6.52. Un incremento

del pH spinge gli equilibri della reazione verso destra con un rilascio di ioni H+ che ripristinano il pH originario e viceversa.

 Al diminuire del pH si formano ioni ammonio (NH₄⁺) con rilascio di ioni idrossido che ripristinano il pH ottimale e viceversa all'aumentare del pH si formano molecole di ammoniaca consumando ioni idrossido.

$$NH_3 + H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + OH^-$$
 22

$$NH_3 + H^+ \leftrightarrow NH_4^+$$
 23

L'equilibrio si ha per pH pari a 9.25

Una diminuzione del pH ed un incremento della quantità della CO₂ nel biogas indicano disturbi nel processo di fermentazione. Un primo segnale dell'acidificazione è l'incremento della concentrazione di acido propionico. Per prevenire l'eccessiva acidificazione si possono adottare diverse misure:

- cessare l'introduzione di materiale fresco, così che i batteri metanogenici possano degradare l'acido;
- ridurre il carico organico, incrementando il tempo di permanenza;
- introdurre specifici co-substrati;
- rimuovere costantemente l'acido;
- addurre sostanze neutralizzanti quali succo di lime CaO, Ca(OH)₂, carbonato di sodio Na₂CO₃, soluzioni di soda caustica NaOH;
- addurre acqua diluente;
- svuotare e riavviare il fermentatore.

Occorre prestare notevole attenzione nell'introduzione di soluzioni caustiche in quanto valori di pH>10 porterebbero ad una irreversibile perdita dell'attività batterica ed in conseguenza all'interruzione del processo.

• Alcalinità, 'effetto tampone'

L'alcalinità è un parametro strettamente correlato al pH in quanto essa esprime la quantità di sali disciolti con proprietà di alcali, generalmente espressa generalmente in termini di concentrazione di bicarbonato di calcio. Essa identifica quella che è la capacità della soluzione di opporsi a cambiamenti indotti del pH.

Nella digestione anaerobica essa assume un ruolo molto importante in quanto: la crescita dei microorganismi metanigeni è molto lenta e può capitare che in occasione di un incremento del carico organico aumentino eccessivamente le capacità idrolitiche ed acidificanti con un incremento della popolazione batterica acidogenica a discapito di quella metanigena. In questi casi è di fondamentale importanza la capacità tampone del sistema che deve opporsi prontamente alla riduzione del pH.

L'alcalinità del reattore è data dall'interazione del biossido di carbonio con l'acqua per formare il sistema tampone calco-acetico determinato dalla contemporanea presenza di acido carbonico ed ammonio. In formule:

$$CO_2 + H_2O \rightleftharpoons HCO_3^- + H^+$$
 24

$$HCO_3^- + NH_4^+ \rightleftharpoons (NH_4)HCO_3$$

Si ha la formazione di bicarbonato d'ammonio $(NH_4)HCO_3$, un sale acido che disciolto porta ad una elevata alcalinità del mezzo ed ad un controllo del processo di accumulo di acidi grassi volatili.

• Pressione parziale idrogeno

È richiesta una stretta correlazione tra la produzione e il consumo di idrogeno. La produzione di idrogeno può essere acetogenica, con una conversione di H_2 e CO_2 in acido acetico, e metanogenica. La concentrazione dell'idrogeno deve essere ben bilanciata poiché da un lato la metanogenesi necessità di idrogeno per la produzione di metano e dall'altro lato la concentrazione di idrogeno deve essere successivamente bassa da non interferire con i batteri acetogenici. La pressione parziale massima accettabile per l'idrogeno dipende dalle specie di batteri ed anche dal substrato.

Tuttavia la concentrazione dell'idrogeno non è ad oggi monitorata a livello industriale mentre è maggiormente posta sotto controllo nella ricerca scientifica.

Concentrazione di microorganismi

I microorganismi metanogenici hanno un lungo tempo di rigenerazione. Per evitare di risciacquarli fuori dal reattore il tempo di permanenza del digestato deve essere di almeno 10-15 giorni. Invece il tempo di rigenerazione dei batteri idrolitici e acidogenici è a confronto molto più piccolo così che non si corre il rischio di risciacquarli.

Tabella 3: Tempo di rigenerazione dei microorganismi anaerobici

Microorganismi anaerobici	Tempo di rigenerazione
Batteri idrolitici	<2h
	
Batteri acidogenici	
Bacteorioids	<24h
Clostridia	24-36h
Batteri acetogenici	80-90h
Batteri metanogenici	
Methanosarcina barkeri	5-16d
Methanococcus	-10d
	2.0.2
Microorganismi aerobici	
Escherichia coli	20min
Escite. territa con	2h
Batteri dei fanghi	211

Il piccolo tasso di crescita dei batteri metanogenici fa sì che l'impianto all'avvio necessiti di un tempo ancora maggiore, circa 3 mesi, ed inoltre ne impedisce l'arresto se non per rare eccezioni.

• Avviamento, miscelazione e frazione di carico organico

L'avviamento del processo di digestione anaerobica dura in genere dai 2 ai 4 mesi ed ha effetti a lungo termine nella biocenosi del processo. Se esso non avviene in maniera corretta può portare alla non riuscita del processo biologico e quindi nessuna produzione di biogas; per evitare questo tipo di problemi ai reattori vengono generalmente abdotti in fase iniziale digestato da altri impianti già in funzione.

Per la miscelazione bisogna fare attenzione a diversi aspetti (Schulz, 1996):

- ogni microorganismo deve essere uniformemente fornito di nutrienti ed i prodotti del metabolismo devono essere rimossi adeguatamente, ciò si può ottenere da una lieve agitazione. Dall'altro lato in superficie si può formare uno strato solido che impedisce la corretta miscelazione delle sostanze ed è necessaria quindi una forte agitazione per romperlo;
- il substrato fresco deve essere correttamente miscelato con quello già degradato per poter entrare in contatto con i batteri attivi;
- il biogas deve essere costantemente rimosso dal fermentatore;
- non deve essere disturbata la simbiosi fra i microorganismi acetogenici e metanogenici, inoltre questi microorganismi sono sensibili a stress fisici e possono venire distrutti da un'agitazione troppo forte;
- il consumo di energia deve essere il minore possibile.

La frazione di carico organico mette in evidenza l'ammontare di solido organico asciutto che viene caricato per unità di volume e per unità di tempo. Avere una elevata frazione di carico organico nel sistema può portare ad uno shock e conseguentemente a una maggiore attività dei batteri responsabili dell'idrolisi e dell'acidogenesi rispetto ai batteri metanigeni. Per la produzione di biogas alcuni studi (Sanchez E, et al., 2005) hanno dimostrato che il limite massimo giornaliero tollerabile dai microorganismi è di 4 kg di solido organico asciutto per metro cubo per singolo reattore. La frazione di carico organico è anche importante per il corretto funzionamento delle pompe, alte frazioni di carico organico possono danneggiare le pompe per l'elevata presenza di solido.

Area superficiale specifica del materiale.

Per migliorare l'efficienza delle reazioni biochimiche è necessaria la maggiore area superficiale possibile del materiale. Una triturazione delle biomasse effettuata prima della fermentazione ed una continua miscelazione durante il processo permettono di incrementare la produzione di biogas.

La triturazione delle biomasse porta a diversi vantaggi:

- incrementa il grado di decomposizione e permette di diminuire la quantità di fanghi, parte organica umida, necessari a diluire l'intero organico;
- incrementa la produzione di biogas;
- i prodotti della disintegrazione possono servire come fonte di idrogeno o donatori di elettroni per la denitrificazione⁶ delle acque reflue;
- diminuisce la viscosità dei fanghi, migliorando quindi il trasferimento e l'agitazione degli stessi, e gli scambi di calore;
- migliora l'efficienza diminuendo i consumi elettrici dei dispositivi atti alla movimentazione e gestione delle biomasse:
- diminuisce sensibilmente i problemi di erosione.

Tabella 4: Incremento nella produzione di metano in seguito alla triturazione in un estrusore (Wei ß, 2008)

Substrato	Output incremento (%)
Insilati di mais	14
Insilati d'erba	27
Avanzi di mangimi	13
Insilati di erba medica	4
Erba	25
Orzo	22
Grano	21

Potenziale redox

Nel bioreattore è necessario avere un basso potenziale redox, ad esempio i batteri metanigeni hanno l'ottimo tra -300 e -330 mV. Il potenziale redox può tuttavia arrivare a valori superiori i 0 mV all'interno del fermentatore, in tali casi occorrerà fornire agenti ossidanti quali ossigeno, solfati, nitrati o nitriti.

⁶ La denitrificazione è un processo microbiologico nel quale si ha la riduzione dell'azoto nitrico con la formazione di gas quali N2, N2O.

TIPOLOGIE IMPIANTISTICHE

L'utilizzo di differenti substrati ha portato allo sviluppo di tecnologie impiantistiche differenti.

Un primo criterio di distinzione (Andrea Bordoni) è riferito al confinamento delle fasi della digestione anaerobica:

- **monostadio**, quando le fasi di idrolisi, acetogenesi, acidogenesi e metanogenesi avvengono contemporaneamente in un unico reattore;
- **bistadio**, quando si ha un primo reattore in cui avvengo le fasi di idrolisi e fermentazione ed un secondo reattore in cui avviene la fase metanigena.

Un' ulteriore distinzione può essere fatta sulla base del tenore di sostanza secca:

- Digestione ad umido wet, quando il substrato contiene meno del 10% di sostanza secca;
- Digestione a secco dry, quando il substrato contiene più del 20% di sostanza secca;
- Digestione a semisecco semi-dry per i valori intermedi di sostanza secca.

Infine una terza suddivisione si riferisce al tipo di alimentazione del reattore che può essere **continua** o **discontinua**.

La scelta della tipologia impiantistica più adeguata dipende essenzialmente dal substrato utilizzato.

1. Digestione in continuo

• Digestione ad umido, wet

Il processo di digestione ad umido è caratterizzato da un substrato con tenore di sostanza secca inferiore al 10%. I digestori caratteristici del processo di digestione continuo ad umido sono i CSTR, Completely stirred tank reactor. Il substrato prima di essere introdotto nel digestore viene trattato per ottenere una adeguata omogeneizzazione e in taluni casi viene diluito con acqua. Il reattore non è altro che un serbatoio, dotato di sistemi di agitazione, in cui si ha l'apporto continuo di substrato fresco.

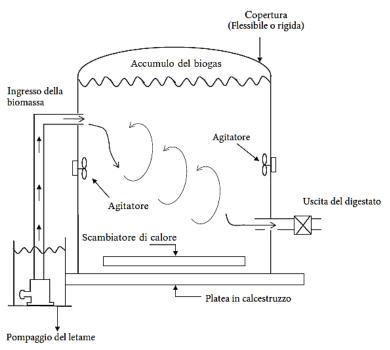


Figura 5: un tipico Completely stirred tank reactor CSTR7.

Il processo di digestione ad umido è particolarmente adatto nella co-digestione di matrici liquide ad alto contenuto di sostanza organica, inoltre permette di ridurre le spese per i sistemi di pompaggio e miscelazione e di diluire le eventuali sostanze tossiche presenti nel substrato. Di contro il processo presenta lunghi procedimenti

⁷ Immagine adattata da "AgSTAR, 2011"

di pre-trattamento, produzione elevata di acque di processo che devono successivamente essere smaltite, ed accentuati fenomeni di corrosione e abrasione delle parti meccaniche.

• Digestione a secco, dry

La digestione a secco è per definizione quella che avviene con tenori di sostanza secca superiore al 20%. Essa è particolarmente diffusa nel trattamento della frazione organica dei rifiuti urbani, consentendone il trattamento senza diluizione.

Il reattore tipico del processo di digestione dry è il cosiddetto *Plug-flow reactor*, reattore a pistone.

Il processo di digestione dry presenta numerosi vantaggi:

- Non necessita di sistemi di miscelazione;
- Pre-trattamenti minimi e più economici;
- Ridotti volumi dei reattori e minore richiesta di calore;
- Ridotto utilizzo di acqua.

Di contro però questo è un processo che non si adatta alle biomasse con basso tenore di sostanza solida, e che presenta elevati costi di investimento legati al reattore.

• Digestione a semi-secco, semi-dry

Infine il processo di digestione semi-dry utilizza substrati con un contenuto intermedio di sostanza secca. Una comune tipologia impiantistica prevede un reattore cilindrico orizzontale con sistema di rimescolamento.

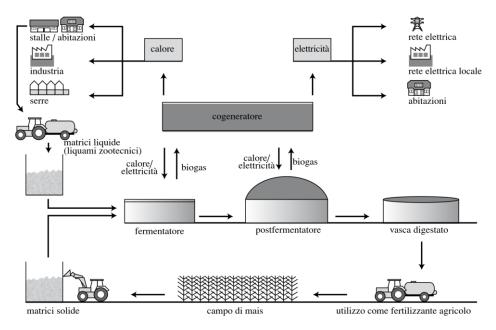


Figura 6: schema di un impianto semi-dry, bistadio, cogenerativo8.

 8 Immagine tratta da: " $La\ filiera\ del\ biogas$ ", Aspetti salienti dello stato dell'arte e prospettive, Andrea Bordoni et. Al

SUBSTRATI

1. Le biomasse utilizzabili per la digestione anaerobica

In generale possono essere utilizzati come substrati per la produzione di biogas tutti i tipi di biomasse che hanno come componenti principali: carboidrati, proteine, grassi, cellulosa e emicellulosa. Nel momento in cui si vanno a selezionare le biomasse bisogna tenere presenti diversi fattori (D. Deublein, 2011):

- Il contenuto di sostanze organiche deve essere appropriato al processo di fermentazione richiesto;
- Il valore nutrizionale delle sostanze organiche ed il potenziale di formazione del gas deve essere il più elevato possibile;
- Il substrato deve essere privo di patogeni ed altri organismi che potrebbero esserlo devono essere resi innocui prima del processo di fermentazione;
- Il contenuto di sostanze dannose e spazzatura dovrebbe essere basso così da permettere al processo di fermentazione di avere luogo agevolmente;
- La composizione del biogas deve essere adeguata per le future applicazioni;
- La composizione del digestato a fine fermentazione deve essere tale da permettere di usarlo, ad esempio, come fertilizzante.

Biomasse dall'agricoltura

Se il biogas è prodotto da materie prime dell'agricoltura bisogna considerare aspetti agronomici quali la caratteristica del luogo, la varietà, la rotazione delle colture e strategie di coltivazione. Inoltre, anche la stagione da coltivazione e il tempo di raccolta e l'applicazione del fertilizzante giocano un ruolo importante. Il potenziale del substrato di produrre metano può essere notevolmente incrementato dalla conservazione (insilaggio o essiccazione). L'insilato di biomasse può subire infestazioni dalla muffa e le sostanze organiche possono essere perse attraverso la respirazione; entrambi questi effetti devono essere evitati attraverso un'attenta compressione e la copertura nello stoccaggio.

L'obbiettivo è quello di ridurre il costo di produzione delle biomasse al minimo, ad esempio dalla selezione di appropriate colture o specifiche varietà, funzione della regione.

	Insilato di mais	Insilato di piante intere	Insilato d'erba	Segale
Sostanza secca (%)	35	40	35	87
Costi di approvvigionamento del digestore (€ per tonnellata di massa fresca)	26	29	39	100

Tabella 5: riepilogo dei costi per € di tonnellata di massa fresca.9

La tabella qui sopra tiene in considerazione della perdita di materiale asciutto nei silos, del costo di beni quali semi, fertilizzanti e pesticidi, del costo macchina per la potatura e il trasporto dal campo al silo, dei costi per l'insilaggio e lo stoccaggio, del trasporto del materiale dai silos all'impianto biogas.

L'insilato di mais viene valutato sulla base della resa della sostanza secca, sulla maturità dello stesso e sulla digeribilità della parete cellulare. L'alto contenuto di amido viene raggiunto a spese di basse rese totali. Il mais è l'unica coltura redditizia in luoghi in cui le precipitazioni sono molto basse, inferiori ai 700 mm/anno.

Il biogas ottenuto da insilati di mais contiene unicamente il 53-55% di metano per via dell'elevato contenuto di carboidrati.

Il **sorgo** può essere utilizzato come alternativa al mais per la rotazione delle colture nei terreni con un basso contenuto di nutrienti. Ha un sistema di radici interlacciate altamente efficace per assorbire acqua e nutrienti e migliora la capacità di carico del terreno, ed utilizza poca acqua grazie ad un film di cera che ricopre le foglie riducendo l'evaporazione. Inoltre, il sorgo è molto insensibile al pH, al contenuto di sale del suolo e cresce anche in terreni sottoposti a piogge elevate (>1200 mm m⁻²/anno). Il sorgo produce una quantità abbastanza alta di biomassa in un breve periodo di crescita ed in terreni aridi ha una resa in mettano per ettaro superiore a quella

⁹ LfL—Information (2006) Was kosten Substrate frei Fermenter http://www.lflbayern.de/publikationen/daten/ ...
/p 29922.pdf. Conversione euro/dollaro effettuata con tasso di cambio 0.8558 1/7/2018

del mais con un maggiore output di sostanza secca. A parità di sostanza secca la richiesta d'acqua del sorgo è inferiore del 20-30% a quella del mais.

L'erba è un sottoprodotto che spesso deriva dalla manutenzione dei campi. La sua rese nella produzione del biogas dipende notevolmente dal tempo di taglio: se viene tagliata in ritardo, aumenta il contenuto di fibre grezze e lignocellulosa e diminuisce quello di composti digeribili quali carboidrati, grassi e proteine. Pertanto l'erba che viene tagliata troppo tardi non è molto produttiva nella fermentazione poiché solo il 15% dell'energia può essere trasformata in biogas. Tuttavia se l'erba viene tagliata nella fase di verde circa il 70 % dell'energia solare immagazzinata può essere convertita in biogas. La formazione di biogas non ha praticamente alcuna fase di latenza se l'erba viene triturata e insilata ed in base alla fase di sviluppo della pianta si può ottenere un contenuto in volume del 58-63% di metano. Questo dato è comparabile alla resa dell'insilato di mais a discapito però di costi di produzione più alti, ad esempio nelle regioni dedicate ai pascoli si possono ottenere elevate quantità di biomasse ma i costi della raccolta sono elevati in quanto l'erba deve essere tagliata quattro o cinque volte l'anno.

Inoltre in base al paese in cui è coltivata l'erba essa può avere rese di biogas significativamente più basse, ma naturalmente è possibile la combinazione di questa con insilati di mais permettendo di colmare lacune che possono aversi in un impianto. La fermentazione combinata di erba e mais permette ai microorganismi di lavorare in un regime ottimale con ottimo bilanciamento di proteine, carboidrati e nutrienti.

• Deiezioni animali e co-substrati

La stragrande maggioranza degli impianti per la produzione di biogas utilizzano letami per la produzione di biogas, in taluni casi additivati con co-substrati per incrementare la produzione. Il letame da qualsiasi specie animale può contenere sostanze estranee, alcune di queste possono essere processate nell'impianti, quali ad esempio rifiuti e residui del foraggio; altre sono sostanze estranee non volute perché compromettono la fermentazione del liquame, ad esempio sabbia da materie minerali presenti nel cibo di maiali e pollame, segatura da spargimento, terriccio, plastiche, pietre ed altri.

La presenza di materiale estraneo comporta una maggiore complessità richiesta nell'operare l'adduzione di materiale nell'impianto. Ad esempio, durante il processo di fermentazione delle deiezioni di maiali e bovini, ci si aspetta la formazione di schiuma, causata dai residui di mangimi, paglia e/o concimi; allo stesso modo anche l'addizione di contenuto di rumine e erba ne sono causa.

Il letame di suino liquido genera depositi sul fondo del digestore poiché il mangime contiene una frazione di sabbia e sono inoltre presenti parti di mais e grano non digerite; inoltre l'elevato contenuto di rame e zinco derivanti dagli additivi nell'alimentazione possono essere un fattore limitante per il processo digestivo.

Inoltre gli acidi organici, gli antibiotici, gli agenti chemoterapeutici e disinfettanti, contenuti nel letame possono alterare ed interrompere il processo di fermentazione.

Il grado di decomposizione delle sostanze organiche contenute nella biomassa dipende dall'origine della stessa, ad esempio il letame bovino viene decomposto solo per un 30% per via del suo elevato contenuto di fibre mentre il letame suino viene decomposto per il 50% e per più del 65% quello avicolo. Maggiormente è decomponibile la sostanza organica e maggiore sarà il contenuto di ammoniaca del letame comparato con il materiale non trattato. Aggiungendo co-substrati al letame si può incrementare la produzione di biogas, tuttavia da un punto di vista economico essi sono vantaggiosi se disponibili in un raggio di 15-20 km.

Inoltre il contenuto di materiale asciutto deve essere compreso tra il 2 e il 12% al fine di assicurare il corretto funzionamento delle pompe e dei miscelatori dei digestori.

Altresì occorre tenere presente che l'aggiunta di co-substrati comporta un maggior rischio igienico, se il digestato è utilizzato come fertilizzante nei campi esso deve essere privo di patogeni e non creare pericoli all'esposizione ad esso.

• Rotazione delle colture

Per la produzione di biogas si ha la necessità di avere a disposizione biomasse economiche e prive di alcun rischio. Tuttavia occorre raggiungere un giusto equilibro fra humus e sostanze nutrienti.

Per creare delle rotazioni delle colture bilanciate, ecologicamente utili e proficue devono essere prese in considerazione diverse regole:

- Adottare coltivazioni di piante che consumano humus e azoto dopo diversi cambi stagionali,
- Coltivazioni di legumi prima o dopo le colture di cereali,
- Coltivazioni di raccolti sensibili alle erbacce dopo l'eliminazione di piante infestanti,

- Diversificazione delle colture intermedie e colture miste,
- Stabilizzazione del suolo alternando piante con radici profonde e radici basse.

2. Rese metanigene delle biomasse

Nella scelta delle matrici organiche da utilizzare nel processo di digestione anaerobica gioca un ruolo decisivo la resa in biogas in m³/t di tal quale. In Tabella 6 sono raccolte le principali biomasse utilizzabili e la loro resa in biogas, oltre alla percentuale di solidi volatili presenti nella sostanza secca e alla percentuale di sostanza secca presente nelle matrici tal quali.

Tabella 6: Produzione di biogas e metano in funzione della biomassa¹⁰

(%) (% urs.r.) (m/r urs.v.) (%) iquami ovini da latte	quale) 14-40 9-25 1-6 3-17 24-61 9-41 41-90 108-221 65-200
ovini da carne 7-10 75-85 300-450 60-65 itelli carne bianca 0.6-2.9 60-75 300-450 60-65 vaini 1.5-6 65-80 450-550 60-65 vaiole 19-25 70-75 300-500 60-65 vetami 0 0 65-85 200-300 60-65 vino 20-28 75-90 450-550 60-65 vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 vinotate dedicate 85-95 350-550 53-55	9-25 1-6 3-17 24-61 9-41 41-90 108-221 65-200
ditelli carne bianca 0.6-2.9 60-75 300-450 60-65 dini 1.5-6 65-80 450-550 60-65 divaiole 19-25 70-75 300-500 60-65 eetami ovino 11-25 65-85 200-300 60-65 dino 20-28 75-90 450-550 60-65 ovicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 ollina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 ovino 22-40 70-75 240-500 60-65 ollure dedicate asilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	1-6 3-17 24-61 9-41 41-90 108-221 65-200
uini 1.5-6 65-80 450-550 60-65 tvaiole 19-25 70-75 300-500 60-65 etami ovino 11-25 65-85 200-300 60-65 uino 20-28 75-90 450-550 60-65 vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 ollina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 olture dedicate usilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	3-17 24-61 9-41 41-90 108-221 65-200
etami 19-25 70-75 300-500 60-65 etami ovino 11-25 65-85 200-300 60-65 vino 20-28 75-90 450-550 60-65 vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 ollina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 olture dedicate asilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	9-41 41-90 108-221 65-200
etami 200-300 60-65 ovino 11-25 65-85 200-300 60-65 vino 20-28 75-90 450-550 60-65 vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 ollina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 olture dedicate asilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	9-41 41-90 108-221 65-200
ovino 11-25 65-85 200-300 60-65 vino 20-28 75-90 450-550 60-65 vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 vino 20-40 60-70 450-550 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 volture dedicate 85-95 350-550 53-55	41-90 108-221 65-200
vicolo 20-28 75-90 450-550 60-65 vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 vollina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 volture dedicate asilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	41-90 108-221 65-200
vicolo 60-80 75-85 400-500 60-65 vilina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 vino 22-40 70-75 240-500 60-65 volture dedicate asilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	108-221 65-200
collina pre-essiccata 40-80 60-70 450-550 60-65 devino 22-40 70-75 240-500 60-65 colture dedicate 350-550 53-55	65-200
vino 22-40 70-75 240-500 60-65 Volture dedicate sislato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	
vino 22-40 70-75 240-500 60-65 Volture dedicate usilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	
nsilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	22-98
nsilato di mais 20-35 85-95 350-550 53-55	
	32-101
	50
silato di triticale 38 93.2 176.6 52.4	33
asilato di frumento 30 92 520 52	75
egale integrale 30-35 92-98 500-600 53-55	73-113
arbabietola da zucchero 21-25 90-95 450-550 55-60	47-78
rbasilo 25-35 70-95 300-500 53-55	28-91
rifoglio 19-21 79-81 300-500 50-55	23-47
tocchi di mais e foglie del 65 98 451.3 52.6	151
carto di cereali 87.7 97.1 650.6 52.8	293
ottoprodotti groindustriali	
esidui della lavorazione 25-45 90-95 500-600 55-60 ei succhi di frutta	62-154
carti lavorazione 5-20 80-90 350-500 50-60 stofrutta	7-54
<i>felasso</i> 80-90 85-90 300-450 50-55	102-200
iero di latte 11 90 700 60	42
aglia 85-90 85-89 450-550 53-55	172-242
cque di vegetazione 3.5-3.9 70-75 400-500 50-55	5-8
ifiuti	
ORSU 40-75 50-70 300-450 50-60	30-142
ontenuto ruminale 18-20 90-94 650-800 60-65	63-98
carti in incubatoio 44-48 41-45 600-800 60-65	
<i>Sova rotte</i> 21-25 95-97 600-850 60-65	65-112 72-134

¹⁰ Fonti:

^{- &}quot;BIOGAS Normativa e biomasse: le condizioni per fare reddito. Alessandro Ragazzoni. Edizioni l'Informatore agrario 2011;

^{- &}quot;Dal biogas al biometano, un'opportunità per l'agricoltura" Accademia di agricoltura di Torino, Anna Maria Saracco, Massimiliano Antonini;

⁻ http://www.biteco-energy.com/resa-biogas, ultimo accesso: 04/09/2018;

[&]quot;La filiera del biogas" Aspetti salienti dello stato dell'arte e prospettive; Andrea Bordoni et al.

CAPITOLO 3

Il biogas grezzo ottenuto dal processo di digestione anaerobica è composto principalmente di¹¹:

- *Metano* CH₄ 53-70 %vol;
- *Anidride carbonica* CO₂ 30-47 %vol;
- *Acido solforico* H₂S <1000 ppm;
- *Ammoniaca* NH₃;
- Azoto N₂;
- Monossido di carbonio CO;
- *Idrogeno* H₂;
- Ossigeno O₂.

Ed ha un Indice di Wobbe di 27 MJ/Nm3 ed un Potere calorifico di 23 MJ/Nm3.

Come vedremo meglio in seguito, Snam Rete Gas impone come specifiche:

- Potere calorifico 34.95-45.28 MJ/Sm3;
- Indice di Wobbe 47.31-52.33 MJ/Sm3;
- Acido solfidrico: <6.6 mg/Sm3;
- CO2 z 3% mol.

Si evince la necessità per il biogas grezzo di interventi di depurazione e raffinazione atti a:

- Rimuovere i componenti indesiderati, sia ai fini ambientali che di utilizzo del prodotto finale, quali l'acido solforico, l'ammoniaca, l'umidità, il particolato solido, ecc.
- Migliorare le caratteristiche termiche del gas, incrementare i valori del potere calorifico e dell'indice di Wobbe.

PRE-TRATTAMENTO

Un adeguato pre-trattamento è fondamentale per ottenere del biogas che possa essere correttamente purificato al fine di ottenere del biometano che rispetti le caratteristiche richieste dalla rete gas o che sia compatibile per essere destinato all'auto-trazione (David Wilken, September 2017).

La potenziale presenza di impurità è strettamente legata al substrato utilizzato per il processo di digestione anaerobica. Le principali impurità che interessano il pre-trattamento sono:

- Acido solfidrico;
- Acqua;
- Composti organici siliconici (silossani, ecc.);
- Ossigeno;
- Ammoniaca;
- Sporco, oli, ecc.

Inoltre in base all'impiego futuro del biometano e alla rete nazionale del gas possono essere più o meno restrittive le specifiche ed ulteriori potrebbero essere le impurità del gas da dovere altresì rimuovere.

1. Desolforazione

L'acido solfidrico viene prodotto in grande quantità quando si utilizza materia prima contenente grandi quantità di solfuri, quali le deiezioni animali. L'acido solfidrico H_2S è tossico per l'uomo, considerato un veleno ad ampio spettro esso inibisce le capacità respiratorie ed in seguito a una prolungata esposizione porta alla morte, ed è anche noto per la sua alta corrosività. Inoltre durante la combustione l' H_2S si ossida formando il diossido di zolfo, un composto altamente inquinante.

Si evince come occorra prestare la massima attenzione nel ridurre al minimo le emissioni nell'atmosfera di un composto così altamente pericoloso.

Diversi sono i processi che possono essere effettuati per la desolforazione del gas:

_

¹¹ Fonte: "Petterson et al. 2006"

- **Desolforazione biologica**: iniezione di aria fornisce l'ossigeno necessario ai batteri per convertire l'H₂S in solfuri semplici. Questo si presenta come il più semplice processo di desolforazione del biogas, ma solo raramente adottato negli impianti di biogas poiché l'iniezione di aria introduce anche un 80 %vol di azoto e quindi di impurità nel biometano;
- Conversione chimica, ottenuta con l'aggiunta di dosi di idrossido di ferro o sali di ferro nel digestore che alla temperatura di 25-50 °C reagiscono con l'H₂S formando solfuri di ferro;
- Ossidazione catalitica ed adsorbimento con materiali filtranti (quali i carboni attivi). Si realizza una reazione redox per cui l'acido solforico si scompone in zolfo elementare che si deposita sui carboni atti, essi andranno periodicamente rigenerati con aria o adeguatamente smaltiti;
- Trattamento caustico, una soluzione acquosa di idrossido di sodio NaOH reagisce chimicamente con l'H₂S presente nel biogas formando un composto insolubile il solfuro di Sodio Na₂S che può essere separato. Si genera una soluzione esausta di solfuro di sodio che non può essere rigenerata e va quindi smaltita.
- Utilizzo di microorganismi autotrofi come i Thiobacilli, che vengono insufflati direttamente nel reattore trasformando l'acido solfidrico in zolfo elementare e solfati.

La scelta del metodo di desolforazione è dettata quindi sia dalla concentrazione di azoto richiesta e dal seguente processo di separazione della CO₂ adottato.



Figura 7: unità esterna di desolforazione ai carboni attivi.

2. Rimozione dell'acqua

Il biogas è all'interno del digestore saturo di vapore acqueo, vapore acqueo che causa corrosione e che può compromettere il processo di conversione del biogas in energia elettrica o in biometano. È dunque necessario essiccare il biogas, diversi sono i metodi:

- Condensazione: il biogas viene raffreddato in un'unità di refrigerazione o in uno scambiatore di calore così da far avvenire la condensazione del vapore acqueo che può quindi essere rimosso;
- Asciugatura per adsorbimento: gel di silice, ossido di alluminio, od altri composti aventi capacità disidratanti;
- **Disidratazione** tramite l'incremento della pressione: questo metodo non comporta la rimozione dell'acqua ma unicamente una diminuzione dell'umidità relativa del gas.
- Assorbimento in glicole o sali igroscopici impaccati in colonne nelle quali viene insufflato il gas.

3. Composti organici siliconici

L'origine dei composti organici siliconici all'interno del biogas non è ancora stata pienamente chiarita, una possibile causa possono essere i residui di detergenti, cosmetici o anti-schiuma usati nei digestori. Siliconi o silossani si trovano principalmente negli impianti per il trattamento delle acque reflue. Durante la combustione i silossani vengono ossidati formando il diossido di silicio SiO2. Questo si manifesta come un deposito sabbioso che può seriamente danneggiare i motori per la cogenerazione.

4. Ossigeno

Nonostante il processo di digestione all'interno del digestore avvenga strettamente in assenza di ossigeno, esso può ritrovarsi all'interno del biogas e comprometterne il processo. L'adduzione di ossigeno può ad esempio avvenire per via del processo di desolforazione biologica o per la rigenerazione dei carboni attivi. Questi generano circa una concentrazione dello % vol di O₂ nel biogas.

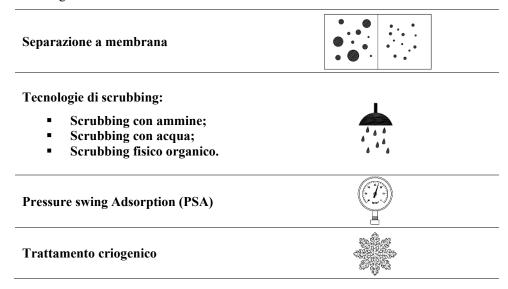
5. Altri contaminanti

Possono ritrovarsi anche tracce di **ammoniaca**, che essendo solubile in acqua viene rimossa durante l'eliminazione per condensazione di quest'ultima.

Il biometano deve essere anche privo di contaminanti quali **polvere** e **oli** che vengono quindi eliminati tramite filtrazione. In passato ha destato parecchia preoccupazione l'ipotesi che il biometano potesse condure **microorganismi patogeni**, tuttavia molteplici studi hanno dimostrato come esso ne sia totalmente privo.

BIOGAS UPGRADING

Diverse sono le tecnologie per l'upgrading del biogas che sono state sviluppate, le principali possono essere suddivise come segue.



L'obbiettivo di tutte le tecnologie di upgrading è di ottenere la maggiore purezza del biometano con le minori perdite di metano ed il minor consumo di energia. Ognuno dei metodi elencati presenta dei vantaggi e degli svantaggi che verranno in seguito approfonditi; tuttavia, ad oggi, non esiste una soluzione che sia univocamente migliore delle altre.

Uno degli aspetti da tenere maggiormente in considerazione sono le perdite di metano, esse comportano, oltre ad una minore efficienza dell'impianto, l'emissione di CH₄ dell'atmosfera che deve essere assolutamente contenuta. Il metano infatti ha un impatto sul riscaldamento globale 25 volte maggiore di quello che ha l'analoga quantità di CO₂.

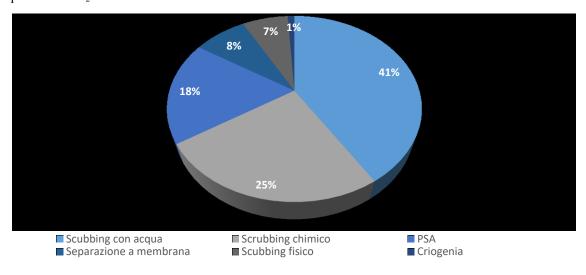


Figura 8: Diffusione delle tecnologie di upgrading.

Sono principalmente 5 le tecnologie esistenti per l'upgrading del biogas: scrubbing con ammine, lavaggio ad acqua, adsorbimento a pressione, separazione a membrana e lavaggio con solventi organici.

1. Scrubbing upgrading

Scrubbing con ammine

La tecnologia si basa sull'uso di reagenti che chimicamente si legano alla CO₂ e ai solfuri di idrogeno rimuovendoli dal gas, ciò viene ottenuto principalmente attraverso l'uso di una soluzione di acqua e ammine che reagiscono formando ioni o molecole. Le ammine più comunemente utilizzate sono la metildietanolammina (MDEA), la dietanolammina (DEA) e la monoetanolammina (MEA) od anche una soluzione di MDEA e piperazina (PZ).

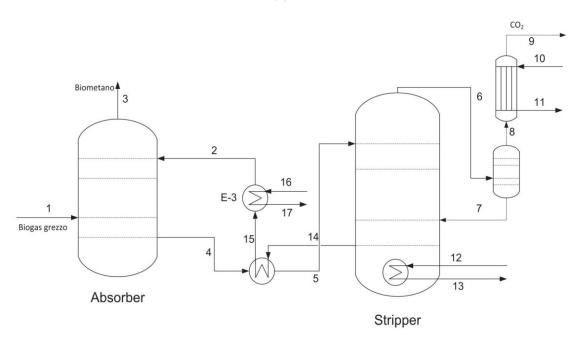


Figura 9: Diagramma di flusso semplificato del processo di upgrading del biogas attraverso lo scrubbing con ammine¹².

Come mostrato in Figura 9 il biogas grezzo(1) entra nell'assorbitore dal basso (ad una pressione di 1-2 bar), qui viene a contatto con la soluzione di ammina(2). La CO2 e L'H2S reagiscono con la soluzione di ammina venendo adsorbite da questa; la reazione è esotermica e comporta il riscaldamento della soluzione di ingresso fino a 45-65 °C. L'assorbimento è favorito alle basse temperature dal punto di vista termodinamico ma risulta altresì favorito alle alte temperature dal punto di vista cinetico. L'ammina è alimentata in notevole eccesso rispetto al contenuto di CO₂ atteso (4-7 volte il rapporto stechiometrico) per evitare i vincoli dell'equilibrio della reazione. I prodotti gassosi della reazione (3), composti per la maggior parte da metano, escono dalla parte superiore dell'assorbitore. La soluzione liquida (4) esce dal basso dell'assorbitore, viene quindi preriscaldata in uno scambiatore di calore utilizzando il flusso in uscita dall'estrattore (14). Il fluido è quindi convogliato nella parte superiore della colonna di estrazione (5) dove attraverso un'evaporazione flash viene separata la CO2, in quanto componente più volatile. La parte inferiore della colonna di estrazione è riscaldata ad una temperatura di 120-150 °C da uno scambiatore di calore con acqua o olio caldi (12) e parte della soluzione di ammine bolle (esistono anche sistemi aventi la colonna di estrazione operante in depressione che permettono di lavorare a temperature più basse ≈90 °C). Il bollitore nella parte inferiore della colonna ha un duplice scopo: fornisce il calore necessario alla reazione per il rilascio della CO₂ e dell'H₂S; genera vapore necessario ad abbassare la pressione parziale della CO₂ migliorando la cinetica del desorbimento. La pressione nella colonna di estrazione è leggermente superiore a quella nell'assorbitore, in genere è compresa tra 1.5 e 3 bar. La mistura di gas composta da CO₂ e H₂S fuoriesce dall'alto della colonna di estrazione (6) per venire raffreddata in un condensatore. Il condensato, composto principalmente da vapore e piccole tracce di ammine, viene rinviato all'estrattore (7).

Naturalmente il sistema reale oltre a presentare ulteriori complessità necessita anche di un sistema di integrazione del fluido di lavoro.

_

¹² Immagine adattata da "Bauer, et al., 2013"

A livello molecolare si può riassumere il processo nelle seguenti reazioni:

$$CO_2 + PZ \cdot H_2O \rightleftharpoons PZH^+ + HCO_3^-$$

$$CO_2 + MDEA \cdot H_2O \rightleftharpoons MDEAH^+ + HCO_3^-$$
26

Si ha una notevole differenza fra la capacità di assorbimento della metildietanolammina da sola ed in soluzione con la piperazina, infatti le ammine primarie o secondarie (PZ) hanno un alto grado di reazione con la CO₂, molto maggiore rispetto alle ammine terziarie (MDEA); tuttavia queste ultime necessitano di un minore calore di reazione rendendo più economica la rigenerazione del fluido.



Figura 10: scrubbing con ammine per l'upgrading del biogas in Svezia. 13

L'uso dello scrubbing con ammine è particolarmente indicato nelle seguenti condizioni:

- si necessita di una elevata purificazione del biogas con elevate percentuali in volume di biometano del prodotto;
- la capacità dell'impianto è medio-alta;
- il flusso di biometano non necessita di essere compresso ma viene utilizzato direttamente alla pressione atmosferica;
- sì hanno fonti di calore o infrastrutture capaci di coprire la richiesta di calore per il processo di upgrading.

I vantaggi di un impianto di upgrading con ammine possono essere quindi riassunti come segue:

- Basso consumo di energia, compreso tra 0.06- $0.17 \, kW_{el}h/Nm^3$, grazie al fatto di lavorare a pressione ambiente;
- Alta selettività e quindi una notevole purezza, si ottengono valori superiori al 99 % in volume di metano;
- Basse perdite di metano (circa lo 0.1% vol).

Svantaggi dello scrubbing con ammine sono:

- Grandi quantità di calore richieste, con un consumo energetico di 0.4-0.8 kW_{th}h per m3 di biogas;
- Solvente altamente inquinante.

¹³ Fonte: Purac Puregas.

Scrubbing con acqua

Nello scrubbing ad acqua si sfrutta la maggiore solubilità dell'anidride carbonica in acqua rispetto al metano a pressioni elevate, comprese fra 6 e 10 bar. Il diossido di carbonio viene quindi rilasciato dall'acqua in una colonna di desorbimento tramite l'adduzione di aria a pressione atmosferica.

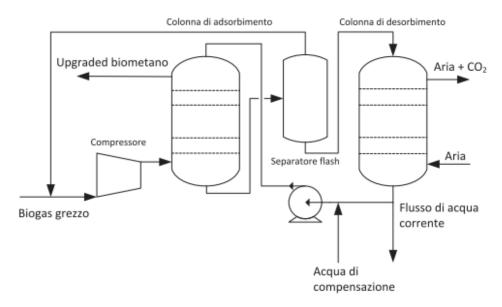


Figura 11: Diagramma di flusso semplificato del processo di upgrading del biogas attraverso lo scrubbing con acqua¹⁴.

La legge di Henry regola la solubilità dei gas in un liquido e ci permette così di descrivere l'assorbimento dell'anidride carbonica e del metano nell'acqua secondo la seguente equazione:

$$c_A = k_H p_A 28$$

Dove:

- $-c_A$ è la concentrazione del gas A nella soluzione;
- $-k_H$ è la costante di Henry, funzione sia del soluto che del solvente;
- $-p_A$ è la pressione parziale del gas A.

Si può quindi verificare come la solubilità dell'anidride carbonica nell'acqua ad una temperatura di 25°C ed una pressione di 10 bar sia circa 26 volte maggiore di quella del metano 15 così che se il biogas grezzo fosse composto per il 50% rispettivamente di CO₂ e metano, ad una completa dissoluzione della prima nell'acqua vi corrisponde un 4% di metano disciolto.

La quantità di acqua necessaria a rimuovere l'anidride carbonica dipende dal tipo di colonne impiegate, dalla concentrazione finale di anidride carbonica richiesta e dalla pressione e temperatura di esercizio.

La rimozione delle ultime molecole di diossido di carbonio è la più difficile per via della ormai bassa pressione parziale dello stesso. Quindi sarà necessario un flusso molto elevato di acqua per poter raggiungere gradi di purificazione molto elevati.

In Figura 11 è mostrato uno schema semplificato di una unità di biogas upgrading per scrubbing con acqua. Il biogas grezzo arriva dall'impianto ad una temperatura di circa 40°C viene quindi compresso ad una pressione di 6-10 bar in funzione dell'impianto e delle applicazioni, ed entra nella colonna di adsorbimento. Incrementando la pressione ed abbassando la temperatura si ha la condensazione della maggior parte dell'acqua presente nel gas, di alcune sostanze organiche volatili e dell'ammoniaca, prima che esso entri nella colonna di adsorbimento. Il gas pressurizzato è quindi iniettato dal basso nella colonna mentre il flusso d'acqua è fatto fluire dall'alto. La contrarietà dei flussi permette migliorare l'efficienza dell'impianto e diminuire l'assorbimento di metano al minimo possibile, secondo la legge di Henry. Per recuperare parte del metano assorbito dall'acqua essa viene trasportata in un separatore flash dove la pressione è diminuita a 2.5-3.5 bar si

32

¹⁴ Immagine adattata da "Biogas upgrading – Review of commercial technologies", SGC

¹⁵ "Stumm & Morgan 1996"

ha il desorbimento del metano ed in minima parte di anidride carbonica che vengono quindi ricircolati al compressore. L'acqua trasportata alla colonna di desorbimento contiene la maggior parte dell'anidride carbonica presente nel biogas grezzo e solo l'1% del metano in esso.

L'acqua che lascia la colonna di desorbimento è virtualmente libera dall'anidride carbonica e può quindi essere reimmessa dall'alto della colonna di assorbimento.

Il tempo di ciclo di un impianto per scrubbing con acqua è di circa 1-5 minuti in funzione del design dello stesso e del fattore di carico.

L'acqua richiesta per l'upgrading di una determinata quantità di biogas è funzione sia della pressione nell'impianto che della sua temperatura: pressioni maggiori e temperature minori aumentano l'efficienza del ciclo.

Tabella 7: Acqua richiesta per l'upgrading di scrubbing in funzione della sua temperatura e della pressione di lavoro.

Pressione [bar]	Temperatura dell'acqua [°C]	Flusso d'acqua [m³/h]
8	20	210-230
8	14	180-200
6.5	14	210-230



Figura 12: Impianto di scrubbing con acqua per l'upgrading del biogas. Le due torri in foto sono le colonne di adsorbimento e desorbimento. 16

Vantaggi del processo di upgrading con scrubbing con acqua sono:

- tecnica consolidata in diversi anni tramite l'esperienza di numerosi impianti;
- l'acqua è un solvente low cost semplice da reperire e utilizzare;
- impianto relativamente semplice;
- non necessita di fonti di calore esterne.

Gli svantaggi del processo invece:

- Consumo di energia di 0.2 0.3 kW_{el} h per m³ di biogas;
- Pressioni di esercizio di 4-10 bar;
- Perdite di metano comprese tra lo 0.5 e lo 2 % in volume;
- L'acqua è meno selettiva rispetto ad altri solventi;
- Necessità della presenza di una torcia per bruciare eventuali gas di scarico.

¹⁶ Immagine da "Malmberg Water"

Physical scrubbing process

In un impianto di upgrading per scrubbing fisico organico il diossido di carbonio viene assorbito da un solvente organico, più comunemente il solvente è un mix di etere dimetilico e glicole polietilenico. Il processo si presenta simile a quanto avviene nello scrubbing con acqua ma rilevante è la maggiore solubilità dell'anidride carbonica nel solvente organico. Grazie alla maggiore solubilità del diossido di carbonio nel solvente si ha una riduzione del volume di esso che deve essere ricircolato se paragonato ad uno scrubbing con acqua.

Le principali differenze sono:

- minor diametro delle colonne visto il minore flusso di solvente richiesto;
- il solvente organico deve essere riscaldato prima del desorbimento e raffreddato prima dell'adsorbimento.

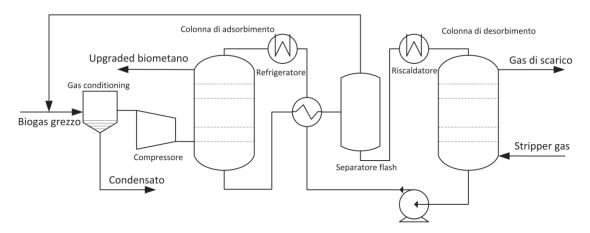


Figura 13: Diagramma di flusso semplificato del processo di upgrading del biogas attraverso lo scrubbing fisico 17.

Il biogas grezzo viene raffreddato e tramite separazione del condensato si ha la rimozione dell'acqua; viene quindi compresso a 7-8 bar ed iniettato dal basso della colonna di adsorbimento. Il solvente organico raffreddato viene iniettato dall'alto nella colonna di adsorbimento; la temperatura all'interno della colonna deve essere mantenuta intorno ai 20 °C per massimizzare il processo secondo la legge di Henry. La colonna presenta al suo interno un impaccamento random per incrementare la superficie di contatto tra il solvente ed il gas. L'anidride carbonica viene quindi assorbita dal solvente ed il biogas raffinato può essere addotto alla rete gas.

Il solvente organico che lascia la colonna di adsorbimento dall'alto scambia calore con quello che sta per entrare dal basso della colonna di adsorbimento. Il solvente esce dallo scambiatore di calore ed entra nel separatore flash, la pressione viene ridotta, e si ha il desorbimento del metano e in minima parte della CO₂ assorbita. Per rigenerare il solvente organico esso viene successivamente portato ad una temperatura di circa 40 °C ed iniettato dall'alto nella colonna di desorbimento dove la pressione è ridotta ad 1 bar.

Vantaggi dello scrubbing fisico sono:

- Maggiore solubilità e quindi maggiore capacità in volume gestibile dall'impianto;
- Minore superficie di scambio richiesta e quindi volumi più contenuti di installazione;
- Il gas prodotto è privato dell'acqua dalla soluzione idrofobica.

Svantaggi dello scrubbing fisico sono:

- Energia richiesta compresa tra 0.23 e 0.33 kWel / m3;
- Necessità di calore per la rigenerazione del solvente organico;
- Il solvente è altamente inquinante per l'ambiente;
- Perdite di metano comprese tra l'1 ed il 4% in volume;
- Necessità di un combustore esterno per bruciare eventuali residui di metano nei gas di scarico.

_

¹⁷ Immagine adattata da "Biogas upgrading – Review of commercial technologies", SGC

2. Pressure swing adsorption

Pressure swing adsorption (PSA) è un metodo a secco che sfrutta le proprietà fisiche dei gas per la loro separazione. Il biogas grezzo viene compresso a pressioni elevate e inviato in una colonna di adsorbimento che trattiene l'anidride carbonica ma non il metano. Il processo sfrutta il diverso adsorbimento dei vari componenti su una superficie solida a pressioni elevate, generalmente come materiali adsorbenti vengono utilizzati carboni attivi o setacci molecolari di zeoliti. L'acido solfidrico e il vapore acqueo vengono rimossi precedentemente tramite un desolforatore e per condensazione. Quando la colonna di materiale è satura di CO₂ viene rilasciata la pressione e l'anidride carbonica può essere desorbita e convogliata in una corrente di gas di scarico. Per poter avere una produzione continua sono necessarie più colonne disposte in parallelo, di modo tale da poter essere aperte e chiuse consecutivamente. Il processo di Pressure Swing Adsorption si compone quindi di 4 fasi: compressione, alimentazione (durante questa fase avviene l'adsorbimento), depressurizzazione e spurgo; per cui sono generalmente 4 le colonne dell'impianto così che mentre una è impegnata nell'adsorbimento le altre tre sono impiegate nelle restanti fasi. Un impianto PSA impiega generalmente per un ciclo dai 2 ai 10 minuti.

Un impianto PSA viene caratterizzato per la pressione di alimentazione e di spurgo, il tempo di ciclo ed il numero di colonne interconnesse. In Figura 14 è mostrato un esempio di layout per un impianto a PSA.

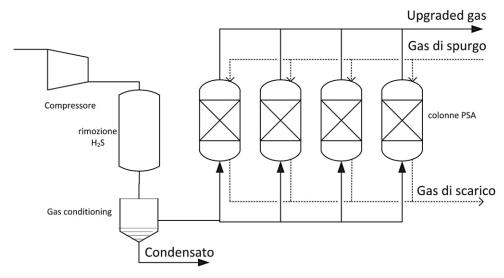


Figura 14: Diagramma di flusso del processo di upgrading del biogas tramite PSA¹⁸.

Il procedimento di upgrading con pressure swing adsorption risulta vantaggioso se sussistono diverse condizioni:

- Piccola o media capacità dell'impianto;
- È sufficiente ottenere un contenuto in metano del 95-99 % vol;
- Il biometano ottenuto può essere utilizzato direttamente alla pressione di scarico e non necessita di una ulteriore compressione;
- La domanda di calore dell'impianto di biogas può essere in parte coperta dal trattamento dei gas in uscita al PSA.

Vantaggi del processo di upgrading per pressure swing adsorption sono:

- Processo consolidato in anni di esperienza e da numerosi impianti;
- Non sono utilizzati solventi;
- Non è richiesto calore per la rigenerazione.

Gli svantaggi del processo di pressure swing adsorption:

- Richiesta energetica di 0.15-0.35 kW_{el}h/Nm³;
- Perdite di metano dell'1.5-2.5% vol;
- Alte velocità di carico che comportano stress meccanici elevati per i componenti dell'impianto;
- Necessità di disporre di una torcia per bruciare eventuali gas di scarico non purificati.

¹⁸ Immagine adattata da "De Hullu et al., 2008"



Figura 15: Impianto di upgrading per Pressure Swing Adsorption della BIOFerm Energy Systems

3. Separazione a membrana

Una membrana per l'upgrading del biogas non è altro che un filtro permeabile all'anidride carbonica e capace di trattenere il metano. Durante il processo di separazione vengono altresì rimossi il vapor d'acqua, l'idrogeno e l'ossigeno dal biogas. Il grado di permeabilità di un componente attraverso una determinata membrana è principalmente funzione delle dimensioni delle molecole che lo compongono e della loro idrofilicità. Maggiore risulta la differenza fra le velocità di permeazione di molecole diverse e quindi maggiore sarà la filtrazione ottenuta.



Figura 16: Grado di permeazione a confronto di differenti componenti attraverso una membrana polimerica vetrosa.

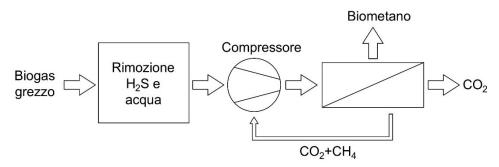


Figura 17: Diagramma di flusso del processo di upgrading con separazione a membrana 19

In Figura 17 è illustrato uno schema generico di upgrading del biogas con separazione a membrana. Il biogas grezzo prima della compressione viene ripulito dalle tracce di acqua e di solfuri di idrogeno presenti, e nel caso vi siano in concentrazioni significative, anche dall'ammoniaca, silossani e dai composti organici volatili. L'acqua viene rimossa per raffreddamento, allo scopo di prevenirne la condensazione durante la fase di compressione; i solfuri di idrogeno vengono rimossi tramite dei carboni attivi poiché essi non riescono ad essere separati attraverso la membrana. Inoltre è altresì presente un filtro a monte del compressore per una pulizia aggiuntiva del gas.

Il gas così depurato è compresso fino ad una pressione di 6-20 bar funzione del tipo di membrana e del layout dell'impianto. Tuttavia, la maggior parte dei compressori in commercio utilizzano olio per la lubrificazione, olio che nebulizzato va a mischiarsi con il gas, per cui risulta altresì importante una efficiente separazione di

_

¹⁹ Immagine adattata da "Biogas upgrading – Review of commercial technologies", SGC

questo dal gas compresso. Ciò nonostante la presenza di olio nebulizzato sporca la membrana riducendone il ciclo di vita.

Avviene quindi la separazione a membrana che può essere composta da differenti stadi.

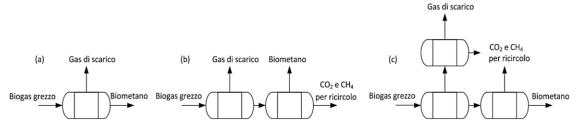


Figura 18: Tipologie di upgrading a membrana con diversi stadi²⁰.

Nella configurazione di Figura 18 (a) non si hanno ricircoli interni del biogas a vantaggio del compressore che avrà un minore consumo di energia elettrica, tuttavia si ha un gas di scarico con un maggior contenuto residuo di metano e quindi maggiori perdite risultando così necessario l'utilizzo di membrane altamente selettive. Il secondo design (b) incrementa il recupero di metano, il gas permeato dal primo stadio viene rimosso mentre quello che permea dal secondo stadio viene ricircolato al compressore per minimizzare le perdite di metano aumentando però il consumo energetico. La terza configurazione (c) è simile alla precedente ma in più presenta un ulteriore stadio che va a filtrare i gas di scarico per un ulteriore ricircolo, permettendo una purezza del biometano maggiore del 97%.



Figura 19: Impianto di upgrading a membrane in Poundbury con una capacità di 650 Nm³/h.²¹

Il processo di separazione a membrana è stato notevolmente sviluppato negli ultimi anni. Problemi tipici erano la pressione di lavoro troppo elevata e conseguentemente un eccessivo dispendio di energia, alte perdite di metano e un ciclo di vita delle membrane troppo breve; problemi che adesso sono stati largamente superati.

Vantaggi della separazione a membrana sono:

- Poche parti in movimento che conferisce all'impianto di upgrading notevole robustezza, il funzionamento del sistema dipende quasi esclusivamente dal lavoro del compressore;
- Design modulare;
- Si può adattare anche ad impianti di piccola taglia.

Tra gli svantaggi si ha:

- Richiesta di potenza elettrica compresa tra 0.18 e 0.33 kWh_{el} per m³ di biogas;
- Perdite di metano comprese tra lo 0.5 e 2 %vol;
- È consigliabile la presenza di un bruciatore per il gas di spurgo;
- Poche esperienze pratiche di impianti di upgrading per separazione a membrana.

_

²⁰ Immagine adattata da "Biogas upgrading – Review of commercial technologies", SGC

²¹ Immagine da DMT.

Separazione criogenica

Infine una recente tecnologia per l'upgrading prevede la separazione della CO2 tramite criogenia e produzione di CO₂ liquida (LCO₂) e di metano liquido (LCH₄). Attualmente essa è ancora una tecnologia in via di sviluppo, con metodi tra loro differenti e dei quali non esiste ancora una letteratura completa, per cui saranno qui omesse descrizioni dettagliate del processo e la denominazione di specifici parametri operativi ma sarà data unicamente una descrizione di base del processo.

Il processo di separazione criogenica si basa sul fatto che il gas alle basse temperature ed alle alte pressioni condensa, passando alla fase liquida, o sublima precipitando sotto forma solida. In particolare la CO2 alla pressione di 1 bar sublima alla temperatura di -78.5°C mentre il metano alla temperatura di -161.4°C ed infine l'azoto ad una temperatura di -196 °C.

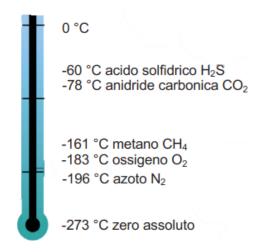


Figura 20: Temperatura di condensazione di diverse sostanze alla pressione atmosferica.

Portare il biogas a temperature criogeniche è un processo energeticamente dispendioso ma che in alcuni casi si rivela la soluzione più efficace; laddove gli impianti per il biogas si trovano lontani dalla rete del metano è più efficiente trasportarlo allo stato liquido.

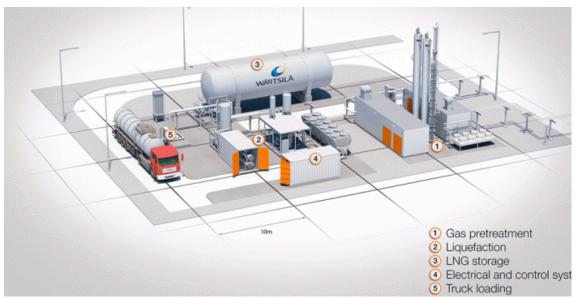


Figura 21: Layout di impianto di upgrading criogenico della Wärtsilä in Skogn, Novergia, per la produzione di combustibile per i veicoli del trasposto pubblico²².

²² Fonte: https://www.wartsila.com/media/news/17-03-2016-wartsila-to-deliver-nordic-countries-largest-biogas-plant-toprovide-fuel-for-buses, Wärtsilä

Differenti sono le tecnologie utilizzate.

Una prima tecnologia utilizza un impianto a 4 moduli per il processo (Johansson, 2008):

- 1. Nel primo modulo il biogas grezzo è raffreddato a 6°C, questo fa sì che il vapor d'acqua e gran parte degli altri contaminanti in esso contenuti condensino e possano essere separati;
- 2. Nel secondo modulo i gas viene compresso a 17-26 bar e raffreddato a -25 °C, vengono rimossi i solfuri e i silossani ed inoltre un filtro a coalescenze rimuove ogni altro contaminante;
- 3. Nel terzo modulo la CO₂ è separata dal gas portandolo ad una temperatura di -78°C, la CO₂ liquida separata dal gas viene quindi convogliata in un storage tank da dove verrà in parte utilizzata come refrigerante del processo ed in parte sarà venduta per impieghi industriali;
- 4. Infine nell'ultimo modulo si ha il raffreddamento del gas a temperature di -190 °C che portano alla condensazione della CH₄ e la separazione di N₂ gassoso. Il biometano liquido ottenuto ha un contenuto in metano superiore al 99%.

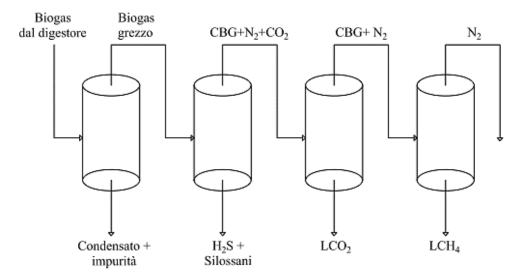


Figura 22: Diagramma di flusso semplificato del processo di upgrading del biogas tramite criogenia secondo la tecnologia della Scandinavian GtS.

Un secondo metodo per produrre biometano liquido è quello di effettuare l'upgrading tramite le tradizionali tecnologie per poi liquefare il metano ottenuto tramite un piccolo impianto criogenico. Per prevenire la formazione di ghiaccio secco e la corrosione durante lo step di liquefazione occorre avere le concentrazioni indicate in Tabella 8.

Tabella 8: Concentrazioni limite per la liquefazione

Componente	Concentrazione
CO_2	<25 ppmv
H_2S	<4 ppmv
H_2O	<1 ppmv

La liquefazione può avvenire o secondo un ciclo in closed-loop nel quale si ha un refrigerante esterno oppure attraverso un ciclo in opened-loop nel quale il refrigerante è parte del vapore del flusso di gas.

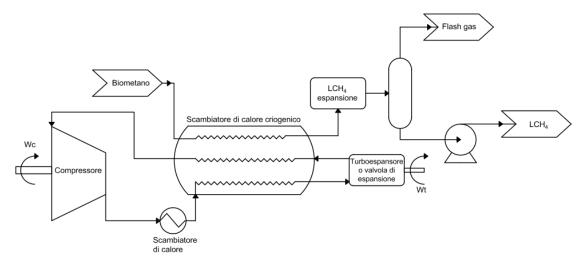


Figura 23: Ciclo refrigerativo in opened-loop.

In un ciclo di closed-loop il refrigerante ed il gas sono separati:

- il refrigerante viene compresso e raffreddato alla temperatura ambiente tramite uno scambiatore di calore;
- il refrigerante passa adesso all'interno dello scambiatore di calore criogenico dove viene ulteriormente refrigerato;
- 3. il refrigerante espande all'interno di un turboespansore o di una valvola di espansione, la turbina girando produce lavoro che può essere utilizzato per far funzionare il compressore. L'espansione del gas porta ad un drastico calo della temperatura, il gas a temperatura criogenica rientra nello scambiatore di calore per poi ricominciare il ciclo entrando nel compressore; il biogas è raffreddato ed in parte condensato nello scambiatore di calore criogenico mentre la restante parte condensa attraverso l'espansione. Il gas ancora rimanente viene separato nel flash tank.

In particolare il ciclo Brayton o ciclo di refrigerazione ad azoto, non è altro che un ciclo in closed-loop che utilizza l'azoto come refrigerante. Il sistema è composto da uno compressore, un turboespansore, e dallo scambiatore di calore. Il sistema a ciclo Brayton è di per sé semplice e robusto ma ha una bassa efficienza.

In un ciclo in opened-loop il refrigerante è parte del flusso di gas. Uno schema semplificato del sistema può essere visto in

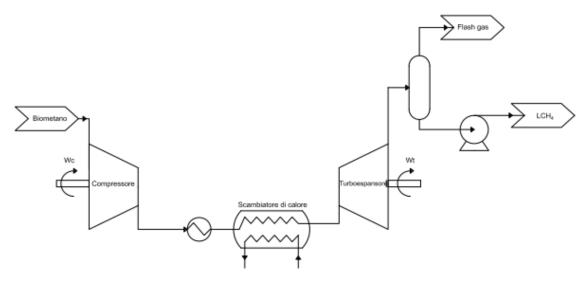


Figura 24: Ciclo refrigerativo in closed.loop.

Il biogas è compresso e quindi raffreddato a temperatura ambiente, quindi si ha la produzione di LCH_4 nel turboespansore, infine $l'N_2$ è separato dal metano liquido nel flash tank.

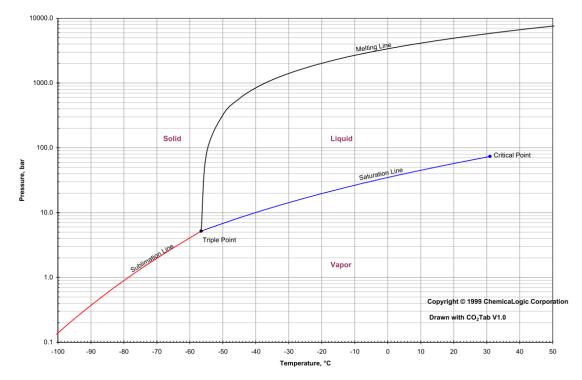


Figura 25: Diagramma di fase della CO2.23

Il diagramma di fase mostra come si può ottimizzare il processo variando la pressione e la temperatura mantenendo le condizioni di sublimazione per la CO₂, conseguentemente diversi sono gli approcci perseguibili per ottenere la separazione criogenica.

Il processo consta di 4 diverse fasi:

- 1. Il biogas grezzo viene privato dei solfuri tramite l'utilizzo di filtri ai carboni attivi;
- 2. Il biogas viene inizialmente compresso ad una pressione di 17-26 bar e raffreddato a -25 °C e si ha la condensazione e rimozione del vapor d'acqua in esso contenuta e dei composti organici volatili.
- 3. Si ha quindi un ulteriore compressione e raffreddamento che porta alla condensazione della CO₂ che può essere adesso separata nella forma di LCO₂.
- 4. Infine il biometano viene compresso a pressioni più elevate per avere la produzione di LCH₄

Per la refrigerazione viene sfruttato un ciclo Brayton avente come fluido di lavoro N₂. Il sistema consiste in un compressore, turboespansore, ed uno scambiatore di calore.

Diversi sono i vantaggi che offre l'upgrading criogenico²⁴:

- il sistema può essere facilmente scalato in un range che va dai 100 Nm³/h fino ai 2000 Nm³/h di biogas grezzo
- il processo è flessibile a variazioni della portata nominale da un 50% al 120% della stessa mantenendo costanti le performance.
- non si hanno perdite di metano
- si ottiene LCO₂ che può essere rivenduta ai consumatori industriali.

Lo svantaggio principale del processo di upgrading criogenico è l'elevato consumo energetico richiesto; l'upgrading e la liquefazione insieme necessitano di un consumo di 0.6 kWh/Nm³ di biogas grezzo per la produzione di LCH4 ad una pressione di 15 bar ed a una temperatura di -120°C, o di 0.7 kWh/Nm³ di biogas grezzo ad una pressione di 2 bar ed una temperatura di -160°C.

_

²³ Fonte: http://www.chemicalogic.com/Documents/co2 phase diagram.pdf , ultimo accesso 27/05/2018

²⁴ Cryo Pur Upgrading unit

5. Confronto fra le tecnologie di upgrading

Le tecnologie di upgrading analizzate presentano ognuna determinati vantaggi e svantaggi che ne rendono la convenienza non univoca. Per poter effettuare un confronto in Tabella 9 sono raccolte le caratteristiche principali delle tecnologie di upgrading analizzate.

Tabella 9: Tecnologie di upgrading del biogas a confronto.

	Scrubbing chimico	Scrubbing con acqua	Scrubbing fisico	PSA	Separazione a membrana	Separazione criogenica
Necessità di pre-cleaning ²⁵	No	No	No	Si	Si	Si
Pressione di lavoro [bar]	3 bar	6-10 bar	4-7 bar	4-7 bar	6-20 bar	2 bar (-160°C) 15 bar (-120 °C)
Perdite di metano %	<0.1 %vol.	0.5-2 %vol.	1-4 %vol.	1.5-2.5 %vol.	0.5-2 %vol.	<0.1 %vol.
Contenuto in metano del biogas purificato	>99	>97	>96	95-99	>97%	>99%
Consumo elettrico [kWh/Nm3]	0.06-0.17 kWh/Nm ³	0.2-0.3 kWh/Nm³	0.23-0.33 kWh/Nm³	0.15-0.35 kWh/Nm ³	0.18-0.33 kWh/Nm3	0.6 kWh/Nm ³ (LCH ₄ 15 bar -120 °C) 0.7 kWh/Nm ³ (LCH ₄ 2 bar -160°C)
Temperatura calore richiesto [°C]	120-150 °C (0.4-0.8 kW _{th} h/Nm ³	No	40 °C	No	No	No
Necessità di torcia	No	No	Si	Si	SI	No

 $^{^{25}}$ Riferito a biogas grezzo avente una concentrazione di $_{2}$ S minore a $_{500}$ mg/m 3 . Per concentrazioni più elevate la desolforazione è sempre raccomandata.

CAPITOLO 4

BIOMETANO

1. Immissione nella rete gas nazionale

La rete gas è per importanza la seconda rete per l'energia dopo la rete elettrica nazionale. La rete gas può essere sostanzialmente divisa in tre livelli differenti:

- Rete di trasporto del gas,
- Rete regionale,
- Rete di distribuzione

La **rete di trasporto del gas** è la rete che trasporta il metano dal sito di origine ad una regione o per trasportare il gas oltre il confine Essa opera alla pressione più alta, in un range che va dai 50 ai 100 bar, ed in alcuni casi anche maggiore. Pochissimi sono i sistemi industriali su larga scala, gli impianti di stoccaggio e le stazioni di rifornimento che sono direttamente collegate alla rete di trasmissione del gas.

A valle della rete di trasporto del gas si ha la **rete regionale** che trasporta il gas all'interno di una regione o città. Questi gasdotti operano principalmente ad una pressione di 4-40 bar e sono connessi ai consumatori industriali, commerciali ed alla maggior parte delle stazioni di rifornimento.

Infine si ha la **rete di distribuzione locale** che trasporta il gas nelle case. La rete di distribuzioni opera a bassissime pressioni, tra i 20 mbar ed 1 bar.

In Italia il principale operatore del mercato del gas è Snam Rete Gas che possiede quasi il 94% delle reti per un totale di 32508 km²⁶. La prima immissione di biometano nella rete Snam è stata effettuata a giugno 2017 a Montello (Bergamo).

Per l'immissione del gas nella rete Snam occorre rispettare le specifiche richieste²⁷ al fine di assicurare l'integrità e la sicurezza del sistema di trasporto, ad esempio preservandolo da fenomeni di corrosione, e garantire la compatibilità tecnica per l'uso del gas da parte dell'utente finale. I parametri che caratterizzano la qualità del gas possono essere suddivisi in:

- Parametri chimico-fisici (necessari per il calcolo del Potere calorifico Superiore);
- Parametri di controllo della qualità del gas naturale.

Il parametro fondamentale è il Potere Calorifico Superiore che viene determinato secondo la norma ISO 6976 ed utilizzato per determinare l'indice di Wobbe. L'indice di Wobbe permette di confrontare il potere calorifico di differenti miscele di combustibile ed è definito secondo la:

$$I_W = \frac{\Delta_C H_S^{\circ}}{\sqrt{\rho}}$$
 29

In cui:

- $\Delta_C H_S^{\circ}$ identifica il potere calorifico superiore;
- ρ la densità relativa del gas rispetto a quella dell'aria.

²⁶ http://www.snam.it/it/chi-siamo/

²⁷ Allegato 11/A del codice della rete SRG: Specifica tecnica sulle caratteristiche chimico-fisiche e sulla presenza di altri componenti nel gas naturale.

Tabella 10: Componenti del PCS

Componente	Valori di accettabilità	Unità di misura
Metano	(*)	
Etano	(*)	
Propano	(*)	
Iso-butano	(*)	
Normal-butano	(*)	
Iso-pentano	(*)	
Normal-pentano	(*)	
Esani e superiori	(*)	
Azoto	(*)	
Ossigeno	≤ 0,6	% mol
Anidride Carbonica	≤ 3	% mol

^(*) Per questi componenti il valore di accettabilità è intrinsecamente limitato dal campo di accettabilità dell'Indice di Wobbe.

Tabella 11: Tracce di composti.

Composti	Valori di accettabilità	Unità di misura
Solfuro di idrogeno	≤ 6,6	mg/Sm ³
Zolfo da mercaptani	≤ 15,5	mg/Sm^3
Zolfo totale	≤ 150	mg/Sm ³

Tabella 12: Proprietà fisiche.

Proprietà	Valori di accettabilità	Unità di misura	Condizioni
Potere Calorifico Superiore	34,95 – 45,28	MJ/Sm^3	
Indice di Wobbe	47,31 – 52,33	MJ/Sm^3	
Densità relativa	0,5548 - 0,8		
Punto di rugiada dell'acqua	≤ -5	°C	Alla pressione di 7 MPa relativi
Punto di rugiada degli idrocarburi	≤ 0	°C	Nel campo di pressione 100 – 7000 kPa relativi
Temperatura max	< 50	°C	
Temperatura min	>3	°C	

Inoltre il gas, alle condizioni di esercizio, non deve contenere tracce di:

- Acqua ed idrocarburi in forma liquida;
- Particolato solido in quantità tale da recare danni ai materiali utilizzati nel trasporto del gas;
- Altri gas che potrebbero inficiare la sicurezza o l'integrità del sistema di trasporto.

Per quanto riguarda la pressione di immissione²⁸ si è tenuti a consegnare il gas ai Punti di Entrata nel rispetto del vincolo costituito dal valore minimo di pressione contrattuale. Per i Punti di entrata da produzione nazionale, da stoccaggi ed interconnessi con terminali di rigassificazione, la pressione richiesta operativamente è pari alla pressione di esercizio del metanodotto collegato.

Altresì va considerato che il gas naturale e il biometano sono inodore per natura e ciò può presentare un considerevole rischio per la salute se si ha una fuoriuscita. Il gas deve essere quindi odorificato con l'aggiunta di mercaptani; essi danno un odore caratteristico che è indicatore per le persone di perdite di gas.

Allacciarsi alla rete di trasporto del gas ad alta pressione potrebbe essere la soluzione migliore per immettere il biometano nel mercato in quanto:

- Non occorre gestire la logistica del trasporto del biometano;
- Potenzialmente si hanno maggiori clienti.

Di contro però diversi sono gli impedimenti riscontrati all'atto pratico:

- Alcune zone del paese, specialmente quelle rurali, non hanno una adeguata copertura;
- Elevati costi di allacciamento;
- Tempi molto lungi per l'autorizzazione all'allacciamento.

²⁸ Capitolo 12 del codice della rete SRG: Pressione di consegna e riconsegna.

2. Stoccaggio e trasporto in bombole pressurizzate

Un altro metodo di trasporto del gas è lo stoccaggio ed il trasporto in bombole pressurizzate, tipicamente a 200 – 250 bar.

Il biometano viene spesso prodotto nelle zone rurali, località nelle quali non è presente una rete gas capace di accoglierne la sua immissione. In questi casi, si può ricorrere all'utilizzo di bombole pressurizzate. Per ottenere la maggiore densità possibile esso è tipicamente compresso a pressioni di 200-250bar. I serbatoi maggiormente utilizzati sono in acciaio, ma con l'avvento dell'innovazione tecnologica stanno prendendo sempre più piede bombole in composito di plastica e fibra di carbonio. Queste sono testate per essere a prova di esplosione ed avere un peso contenuto.

Un kg di biometano ha un contenuto energetico equivalente di 13.3 kWh a fronte di un'energia spesa per la compressione a 200 bar di 0.2-0.3 kWh_{el}/m³.

Vantaggi sono:29

- Zero costi di allacciamento;
- Tempi ridotti per l'autorizzazione;
- Non è necessaria la presenza della rete gas nelle immediate vicinanze;
- Possibilità di trovare clienti anche non allacciati alla rete gas.

Tra gli svantaggi del trasporto extra-rete possiamo annoverare:

- Raggio di azione limitato a 120-150 km;
- Elevati costi di compressione.



Figura 26: Esempio di carro bombolaio.

3. <u>Utilizzo nel settore dei trasporti</u>

I veicoli che utilizzano il gas naturale compresso GNC o il gas naturale liquefatto GNL, hanno un ruolo importante nello sviluppo di un settore dei trasporti che sia maggiormente amico della natura. Un veicolo funzionante a biometano permette di ridurre di quasi il 90% le emissioni di gas inquinanti se comparato ad un veicolo alimentato con derivati del petrolio.

Il grande potenziale del biometano nel sistema dei trasporti è dovuto alle sue caratteristiche chimico-fisico che lo rendono un equivalente ai combustibili fossili. Generalmente viene compresso a 200-250 bar per incrementare la densità energetica del gas e renderlo più efficiente per l'uso per gli autoveicoli.

I principali vantaggi dati dall'utilizzo del biometano per autotrazione sono la riduzione delle emissioni rispetto ai veicoli alimentati con combustibili fossili, ed il risparmio economico, il biometano è per il consumatore meno costoso del diesel o della benzina. Tuttavia, poiché il biometano nelle stazioni di rifornimento è venduto al kg e gli altri combustibili al litro, rendono difficoltoso il raffronto per il consumatore.

Quello dei trasporti è un grosso problemi per molti paesi che devono ridurre le emissioni di inquinanti. Inoltre, molti paesi privi di risorse sono costretti ad importare i combustibili fossili. In questi casi la produzione di biometano si presenta come una soluzione per innovare il sistema dei trasporti.

²⁹ "La commercializzazione del Biometano: cessione e vendita diretta" di Giuseppe Fedele; Napoli, 31 marzo 2017

Possiamo quindi riassumere nei seguenti punti i vantaggi offerti dal biometano per autotrazione:

- Emissioni molto contenute rispetto ai combustibili derivati del petrolio;
- Se liquefatto il biometano ha caratteristiche migliori dell'LNG da fonte fossile;
- Le auto possono facilmente essere convertite per l'utilizzo del biometano ed esso ne aumenta l'efficienza e diminuisce la rumorosità 30.

La EBA statistical report ha individuato 17.376 impianti di biogas in Europa nel 2016 in aumento del 3% rispetto al 2015, ed in particolare il numero degli impianti a biometano è cresciuto del 25% passando da 367 a 459. La produzione totale di biometano in Europa nel 2015 è stata di 1.23 miliardi di Nm3.

La Svezia in particolare è stata un pioniere in Europa, infatti già nei primi mesi del 2015, riferisce la Swedish Gas Association, oltre il 70% del metano in rete destinato all'autotrazione ha origine bio.



Figura 27: Nella città di Stoccolma il 36% degli autobus sono alimentati dal biogas prodotto dalle acque reflue. 31

A titolo di esempio si riportano in Tabella 13 i dati del progetto LNG Valtellina Logistica Sostenibile ideato dal Gruppo Maganetti con l'obbiettivo di promuovere l'utilizzo del biometano. Matteo Lorenzo De Campo, Amministratore delegato della Maganetti Spedizioni SPA ha affermato:

la produzione di BioLNG permetterà una reale economia circolare, una riduzione della distanza percorsa dal carburante, una teorica indipendenza dalle fonti di gas esterne al Paese ed un azzeramento delle emissioni di CO2

Tabella 13: Dati economici del progetto LNG Valtellina Logistica Sostenibile³²

	1 0		
Alimentazione	Gasolio	LNG	
Modello	Veicolo a gasolio Iveco Stralis 400 N		
Consumi medi	3.2 km/l	3,5 km/l	
Costo carburante	0,9 €/I	0,75 €/I	
Costo acquisto veicolo	€ 100.000	€ 130.000	
Manutenzione in 5 anni	€ 19.200	€ 21.000	
Bollo in 5 anni	€ 4.100	Esente	
Urea	€ 5.850	Esente	
Incentivo statale	/	- € 20.000	
Costo totale in 5 anni	€ 269.775	€ 245.286	
Percorsi 500.000 km			
Risparmio utilizzando il GNL	€ 24	I.489	

³⁰ Smart Mobility World, Christian Curlisi, CIB

 $^{31} Fonte: \ https://www.tuttogreen.it/gli-autobus-a-biogas-prodotto-dalla-depurazione-della-acque-scarico/\ ,\ ultimo\ accesso\ 29/05/2018$

_

³² Fonte: "Biogas Informa N.24 Speciale Biometano"

ANIDRIDE CARBONICA

Il metano e l'anidride carbonica sono dei prodotti che hanno un ampio range di applicazioni specialmente se ad elevata purezza. In particolare il metodo di upgrading per criogenia pone delle ottime basi per un utilizzo alternativo dei prodotti generati. Questa tecnologia impiega alte pressioni e bassissime temperature per produrre metano, così come anidride carbonica, ad elevata purezza.

Molteplici sono le applicazioni che può adempiere la CO₂, ottenuta in realtà come sottoprodotto, dal processo di digestione anaerobica.

CO2 per l'agricoltura

La fotosintesi è un processo chimico che utilizza l'energia della luce solare per convertire anidride carbonica e acqua in zuccheri necessari per la crescita delle piante. L'anidride carbonica quindi è un importante elemento per lo sviluppo delle piante.

L'applicazione della CO₂ nelle serre permette di incrementare il tasso di crescita delle piante. In particolare anidride carbonica liquida può essere stoccata in speciali contenitori fuori dalle serre e distribuita grazie ad un'unità di vaporizzazione.

Varietà di piante	Incremento del tasso di crescita
Piante erbacee	+45%
Piante legnose	+48%
Piante da prateria	+12%
Piante boschive	+23%

Tabella 14: Incremento del tasso di crescita registrato in seguito all'utilizzo di CO₂.33

Industria alimentare

L'anidride carbonica è ampiamente utilizzata nell'industria del cibo, ad esempio un suo frequento impiego è nel confezionamento in atmosfera protettiva o Modified Atmospheric Packaging MAP. Il confezionamento in atmosfera protettiva consiste nel ridurre il contenuto di ossigeno nelle confezioni di alimenti così da ridurre la velocità di ossidazione. Un'altra comune applicazione della CO2 nell'industria alimentare è quella della carbonatazione per produrre acqua e bibite gassate.

Per l'industria alimentare occorre avere una elevata purezza, superiore al 99.9%. L'upgrading criogenico è la tecnologia che meglio si presta ad ottenere purezze così elevate.

Industria del freddo

L'anidride carbonica solida, anche conosciuta come *ghiaccio secco*, può essere utilizzata come refrigerante, o in alternativa l'R744 è un ottimo refrigerante a base di LCO2. Esso presenta numerosi vantaggi, quali la non tossicità, non infiammabilità ed è non inquinante per l'ambiente.

L'anidride carbonica destinata all'industria del freddo, come avveniva per quella destinata all'industria alimentare, ha delle specifiche di purezza molto restrittive.

Power-to-gas

Attraverso l'elettrolisi dell'acqua, ottenuta utilizzando energia pulita quale ad esempio l'eolica, si ottengono idrogeno e ossigeno. L'idrogeno potrebbe essere utilizzato così com'è come combustibile, tuttavia, per via delle alte pressioni in gioco, limitazioni tecnologiche ne rendono ad oggi complicato lo stoccaggio ed il trasporto. Si preferisce quindi farlo reagire con l'anidride carbonica per formare del metano; metano ottenuto unicamente da fonti non fossili.

Questa tecnologia è comunemente nota con il nome di *Power-to-gas*. Unica condizione alla base di questo processo è che l'elettrolisi venga effettuata con energia 'a costo zero'.

³³ Kirschbaum, M.U.F., Does Enhanced Photosynthesis Enhance Growth Lessons Learned from CO2 Enrichment Studie. Plant Physiology, 2011. 155(1): p. 117-124.

DIGESTATO COME FERTILIZZANTE

Il digestato è il sottoprodotto della digestione anaerobica in un impianto di biogas a rifiuti organici. In base alla tecnologia utilizzata per la produzione del biogas esso può essere sia allo stato solido che liquido.

Il digestato è un eccellente fertilizzante in quanto contiene tutti i nutrienti e micronutrienti necessari per l'agricoltura, inclusi azoto, fosforo e potassio³⁴. I nutrienti, sono già contenuti all'interno delle deiezioni animali o degli scarti agricoli, e durante la digestione anaerobica non vengono dispersi o intaccati così che si può chiudere il ciclo e riutilizzarli per dare nuova vita. Inoltre la materia organica del digestato forma l'humus del terreno, particolarmente prezioso per concimare quei terreni aridi e asciutti con bassi tenori di carbonio.

Il fosfato contenuto nel digestato è un nutriente indispensabile per la crescita delle piante. Negli ultimi anni le riserve mondiali di fosfato stanno diminuendo ad un ritmo allarmante; la digestione anaerobica offre la possibilità di riciclare questo prezioso componente.

La frazione in massa di azoto contenuto nel digestato è maggiore di quella della biomassa organica grezza, il che lo rende un migliore fertilizzante. Inoltre, i fertilizzanti di natura organica hanno un minore impatto rispetto a quelli da minerale che maggiormente pongono il rischio di contaminare le acque.

Per quanto riguarda gli agenti patogeni essi sono significativamente ridotti e nella maggior parte dei casi completamente rimossi, grazie al pretrattamento del substrato ed alle condizioni interne al digestore.

Inoltre bassissimi sono gli odori maleodoranti emanati dal digestato in confronto ai concimi in materia organica.

Il digestato inoltre riduce le emissioni di gas serra per i seguenti motivi:

- Evita l'emissione di gas serra per decomposizione della materia organica. Il metano è 21 volte più dannoso dell'anidride carbonica, ed il monossido di azoto lo è 310 volte³⁵. La digestione della materia organica permette di evitare queste terribili emissioni;
- Rimpiazza i fertilizzanti di natura minerale. La moderna produzione alimentare è fortemente dipendente dalla produzione industriale di fertilizzanti minerali. Il processo utilizzato in Europa per produrre fertilizzanti minerali comporta in media l'emissione di 9.7 tonnellate di CO² e perpetua l'indipendenza dal gas naturale. Sostituire questi fertilizzanti con i fertilizzanti organici può ridurre drasticamente le emissioni di gas serra dal settore agricolo;
- La rete di trasporto del digestato è solitamente breve poiché gli impianti nascono per lo più nelle zone rurali. Questo lo rende un fertilizzante a bassissimi costi di trasporto.

Per tutti i motivi che abbiamo analizzato il digestato si presenta non come una materia di scarto del processo di digestione anaerobica, ma bensì come un ulteriore valore aggiunto dell'impianto capace di far risparmiare denaro e salvaguardare il pianeta.

In Italia si producono più di 30 milioni di tonnellate di digestato all'anno, che equivalgono a 400 milioni di Euro di fertilizzante fossile risparmiato.

Italian Biogas Association

³⁴ Digestate Factsheet: the value of organic fertilisers for Europe's economy, society and environment; EBA

³⁵ Greenhouse gas emission statistics, Eurostat (2014)

CAPITOLO 5

STUDIO PROGETTUALE DEL NUOVO IMPIANTO DI CANDIOLO

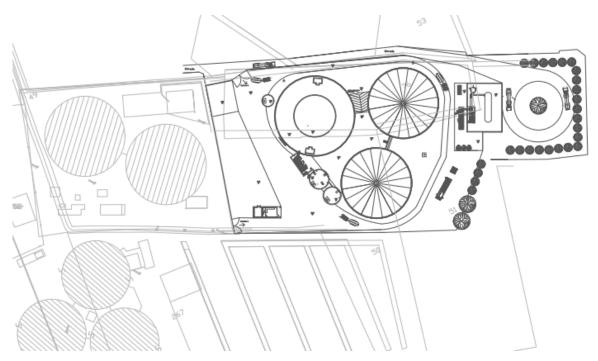


Figura 28: Planimetria catastale, in nero sono evidenziate le strutture attinenti all'impianto oggetto dell'elaborato.

L'impianto oggetto di questo elaborato verrà costruito a Candiolo in provincia di Torino ad opera della Cooperativa Speranza. La Cooperativa Speranza oltre ad essere un membro del Consorzio Italiano Biogas è titolare di altri due impianti per la produzione e valorizzazione del biogas per una potenza totale installata di 2 MW. Dalla sua, la cooperativa ha a disposizione notevoli quantità di biomassa di origine zootecnica, derivante dall'allevamento di oltre 1500 capi di bovini, nonché una superficie maggiore ai 100 ha coltivate a foraggio, mais, grano e triticale. Inoltre la Cooperativa è un punto di riferimento per le diverse imprese agricole e zootecniche della zona che vi destinano le biomasse.

Recentemente la Cooperativa è stata insignita del prestigioso Market Development Award durante la Conferenza Annuale 2018 di Cogen Europ per l'esempio virtuoso nel campo della cogenerazione da biogas, che destina il calore prodotto al riscaldamento del vicino Istituto per la Ricerca e la Cura del Cancro di Candiolo³⁶. Inoltre il 5% dell'utile degli impianti è devoluto alla parrocchia del paese che lo destina al finanziamento della residenza adibita a foresteria per i parenti dei degenti dell'istituto³⁷.

La decisione di realizzare un nuovo impianto scaturisce quindi oltre che dalle grandi quantità di biomasse a disposizione dalla voglia di creare nuovo valore aggiunto per il territorio, non solo in termini economici ma anche sociali.

_

³⁶ https://www.biogaschannel.com/it/video/case-histories/10/il-teleriscaldamento-di-coop-speranza-premiato-all/1522/

³⁷ Biogas informa, n°17 - 2016

1. <u>Dimensionamento dei digestori</u>

Per dimensionare l'impianto occorre anzitutto considerare la disponibilità di materie prime per la sua alimentazione. Di seguito sono riportate le materie prime a disposizione dell'azienda agricola.

Tabella 15: Dati di alimentazione dell'impianto.

	Quantità ton/anno	Solidi totali %	Solidi Volatili % di S.T.	Resa in Biogas Nm³/ton di S.V.	Resa Metanigena Nm³/ton tal quale	Biogas Prodotto Nm^3	$\begin{array}{c} \textbf{Biometano} \\ \textbf{prodotto} \\ Nm^{\beta} \end{array}$
Siero di latte	13.000	11,0%	90,0%	700	42	900.900	546.000
Letame bovino	9.200	18,0%	75,0%	250	25	310.500	230.000
Liquame bovino	22.000	21,5%	80,0%	375	27	1.419.000	594.000
Scarti lavorazione ortofrutta	370	12,5%	92,5%	550	30,5	23.530	11.285
Insilato di sorgo	7.000	20,0%	95,0%	510	50	678.300	350.000
Insilato di triticale	8.000	38,0%	93,2%	176,6	33	500.357	264.000
Scarto di cereali	1.650	87,7%	97,1%	650,6	293	914.149	483.450
Stocchi di mais e foglie del tutolo	2.000	65,0%	98,0%	451,3	151	574.956	302.000

In Tabella 15 sono riportate le quantità annue di biomasse a disposizione, da esse si è potuta ricavare la quantità di biogas e di biometano producibile. Le rese considerate sono quelle riportate precedentemente in Tabella 6.

Si ottiene:

- Totale di biogas annuo producibile = $5.321.692 \text{ S}m^3$
- Totale di biometano annuo producibile = $2.780.735 Nm^3$

Ipotizzando che l'impianto funzioni a regime per 8.000 ore annue si ottiene:

Produzione oraria nominale biogas	634 Sm ³ / h
Produzione oraria nominale di biometano	$330 \text{ Sm}^3/\text{h}$
Ore di funzionamento annue presunte	8000 h/a
Volume annuo di biometano	2.648.000 Sm ³ /a

Per capacità produttiva di un impianto di biometano si intende la produzione oraria nominale di biometano, espressa in standard metri cubi/ora, come risultante dalla targa del dispositivo di depurazione e raffinazione del biogas. Lo standard metro cubo (Smc) è la quantità di gas contenuta in un metro cubo a condizioni standard di temperatura (15 °C) e pressione (1.013,25 millibar)

Per garantire la capacità produttiva del biometano occorre dimensionare adeguatamente i digestori, al fine di assicurare un tempo di residenza delle biomasse adeguato, tale da garantire la giusta degradazione del materiale organico. In letteratura è riportato un HRT ottimale di 15÷30 giorni per i reflui zootecnici³⁸.

La scelta di un tempo di permanenza troppo basso comporterebbe il rischio di una degradazione incompleta, di contro la scelta di un tempo di permanenza medio troppo alto porterebbe ad avere volumi del digestore molto elevati e quindi con elevati costi di realizzazione.

Note le quantità annue di biomasse in ingresso e nota la densità di queste, si riportano in Tabella 16 le portate in m^3 /anno.

	Quantità ton/anno	Densità kg/m³	Portate Q _i m ³ /anno
Siero di latte	13.000	1025	12.683
Letame bovino	9.200	350	26.286
Liquame bovino	22.000	950	23.158
Scarti lavorazione ortofrutta	370	700	529
Insilato di sorgo	7.000	320	21.875
Insilato di triticale	8.000	280	28.571
Scarto di cereali	1.650	330	5.000
Stocchi di mais e foglie del tutolo	2.000	350	5.714

Tabella 16: Conversione della quantità di biomasse in ingresso in portate volumetriche. 39

Si ottiene:

• Portata giornaliera al reattore
$$Q = \frac{\sum Q_i}{365} = 339 \, m^3/d$$

Si è scelto di adottare un tempo di permanenza medio degli elementi del fluido HRT pari a 22 giorni e secondo l'Equazione 10 si ottiene:

$$HRT = \frac{V}{Q} \Rightarrow$$

$$V = HRT \cdot Q = 22 \cdot 339 = 7.460 \, m^3$$

Il volume ottenuto è quello da destinare alle vasche per la digestione.

Si adotterà un impianto bi-stadio con separazione delle fasi, idrolisi/fermentazione e acetogenesi/metanogenesi; occorre sottolineare come la separazione delle fasi non è netta ma solo parziale. La separazione dei processi permette di ottimizzare la resa in termini di degradazione della sostanza biodegradabile e di produzione di biogas ed inoltre rende il processo più stabile, come già trattato le condizioni ottimali di crescita per i batteri idrolitici/acidificanti sono differenti da quelle per i batteri metanigeni. I reattori saranno del tipo CSTR come quello riportato in Figura 5.

Tabella 17: Dimensionamento digestori

		Altezza utile [m]	Diametro [m]	Volume utile [m³]
Fermentatore 1	F1	5,5	$D_{INT} = 22$ $D_{EST} = 42$	5529
Fermentatore 2	F2	5,5	21.4	1978

³⁸ http://www.xylemwatersolutions.com/scs/italy/it-it/Angolo%20del%20tecnico/atti%20convegni/biogas%20Cremona//Documents/malpei canziani rev1.pdf

³⁹ Fonti: siero del latte: https://agrariacantoni.edu.it/wp-content/uploads/II-siero-di-latte.pdf; per il letame si è fatto riferimento alle slide al sito http://www.acutis.it/Materiale_Agronomia/Esercitazione%2027-05-2013.pdf riportando la densità del letame fresco; la densità del liquame è stata posta di poco minore a quella dell'acqua per via dell'eventuale presenza di paglia o detriti per il 5÷10 % in peso; la densità degli insilati e degli scarti è stata ricavata dall'esperienza dell'azienda con gli altri impianti di digestione anaerobica.

In Tabella 17 sono riportati alcuni dati costruttivi riguardanti i digestori dell'impianto, che maggiormente saranno descritti in seguito; si ha un volume utile di circa 7.500 m³ tale da garantire un tempo di permanenza medio delle biomasse di circa 22 giorni.

Possiamo adesso ricavare il carico organico riferito ai solidi volatili per unità di volume e unità di tempo, definito a pagina 15.

	Quantità ton/anno	Solidi Totali % %	Solidi Volatili % % di ST	Solidi Volatili ton/anno
Siero di latte	13.000	11,00	90,00	1287,0
Letame bovino	9.200	18,00	75,00	1242,0
Liquame bovino	22.000	16,50	80,00	2904,0
Scarti lavorazione ortofrutta	370	12,50	85,00	39,3
Insilato di sorgo	7.000	20,00	95,00	1330,0
Insilato di triticale	8.000	38,00	93,20	2833,3
Scarto di cereali	1.650	87,70	97,10	1405,1
Stocchi di mais e foglie del tutolo	2.000	65,00	98,00	1274,0

Tabella 18: Calcolo della quantità in massa di solidi volatili immessi

Secondo l'Equazione 12 si ottiene:

$$\bullet \quad OLR = \frac{Q_{MASS} \cdot S_{SV}}{V} = \frac{\sum Q_{iMASS} \cdot \%SV_i \cdot \%ST_i}{365} \cdot \frac{1}{V} = \frac{\sum Q_{SV}}{\frac{365}{V}} \cong 4.5 \frac{kg_{SV}}{m^3 d}$$

Il valore determinato è perfettamente in accordo con la letteratura (Nagao, 2012) che indica come valore ottimale 4.61 $\frac{kg_{SV}}{m^3d}$. Un OLR troppo alto porterebbe ad un accumulo di acidi grassi volatili e ad una conseguente acidificazione con un conseguente blocco dei batteri metanigeni, di contro un digestore con un OLR troppo basso è sottoalimentato e quindi ha una scarsa efficienza (F. Malpei, 2011).

Infine possiamo ricavare il coefficiente di produzione del biogas:

$$\bullet \quad GPR = \frac{q_{biogas}}{V} \cong 1.94 \frac{m_{biogas}^3}{m_{reattore}^3 d}$$

2. <u>Il processo biologico</u>

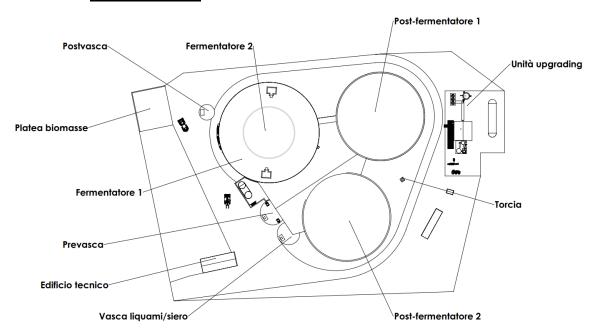


Figura 29: Layout generale dell'impianto.

Le biomasse vengono inizialmente immesse nella prevasca se liquide o nella tramoggia di carico se di natura solida.

L'invio del substrato dalla vasca di pre-carico alle successive fasi del processo sarà gestita da un software dedicato, tramite PLC e misuratori di portata. Il mix organico sarà quindi inviato alla fase di digestione anaerobica; essa avverrà in tre digestori anaerobici primari (fermentatore 1 e 2, post-fermentatore 1) ed un digestore freddo (post-fermentatore 2). Infatti sia il fermentatore concentrico (F1 e F2), che il post-fermentatore 1 saranno dotati di un sistema di riscaldamento formato da tubi radianti in materiale plastico fissati sul muro perimetrale della vasca ad un'altezza da terra di 1 m circa. Inoltre, al fine di ridurre la dispersione termica, le vasche saranno coibentate con lastre di polistirene estruso espanso.

Nei digestori primari avviene la degradazione della biomassa per opera dei microorganismi in condizioni mesofile, ad una temperatura di processo compresa tra i 37 ed i 42 °C. All'interno dei fermentatori gli agitatori (ad elica sommersi e regolabili sia in altezza che brandeggiabili) mantengono in continuo movimento la miscela fresca e favoriscono quindi la digestione. Inoltre agitatori a pale collocati al solaio hanno il compito di evitare una separazione degli strati, ovvero della parte secca dalla parte liquida, e la formazione di uno strato duro in superficie che frenerebbe l'emissione del biogas.

Gradualmente il substrato passa dal fermentatore 1 al fermentatore 2 tramite delle tubazioni a collegamento che sfruttano semplicemente la sua diminuzione del peso specifico a causa del processo.

Il gas prodotto sale verso la superficie del substrato e invade lo spazio vuoto tra il livello della sostanza organica ed il solaio di copertura del fermentatore 1 e 2. Il processo di formazione del biogas è continuo, esso si accumula generando una sovrappressione che viene regolata da apposite valvole ad un valore massimo di 0,007 bar. La sovrappressione permette al gas di percorrere la linea di collegamento fino ad espandersi negli accumulatori pressostatici.

Dei piccoli compressori qui insufflano aria, e quindi ossigeno, innescando un processo di desolforazione della miscela gassosa e riducendo i valori di H₂S.

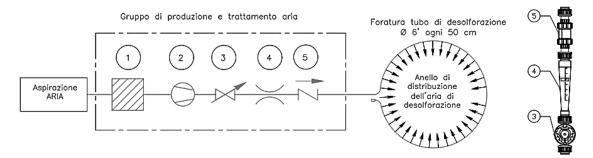


Figura 30 da sinistra: P&ID del circuito di aria compressa per la desolforazione, particolare; 1) filtro, 2) compressore, 3) valvola di regolazione, 4) flussimetro, 5) valvola di ritegno

Il gas quindi passa attraverso una condotta fino a raggiungere un pozzetto dove avviene la separazione della condensa. Il gas passando nella condotta interrata si raffredda, perdendo una prima parte di condensa; successivamente un chiller di temperatura elimina ogni traccia residua di vapore acqueo.

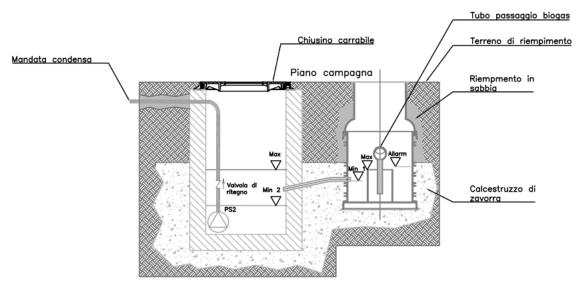


Figura 31: Particolare pozzetto di separazione condensa.

Infine il gas viene filtrato in un sistema ai carboni attivi prima di entrare nel sistema di raffinazione.

La matrice organica ormai esausta "digestato" viene inviata alla post-vasca dove potrà essere prelevata ed utilizzata per le operazioni di spandimento.

3. Opere civili

Fermentatori

In base alle biomasse disponibili si è scelto di realizzare un impianto da digestione ad umido semi-dry come quello riportato in Figura 6.

L'impianto sarà costituito di:

- Nr. 2 Fermentatori, realizzati in Vasca concentrica;
- Nr. 2 Vasche di post-fermentazione, dotate di gasometri;
- Nr. 2 Prevasche;
- Nr. 1 Postvasca.

Il fermentatore risulta composto da due vasche concentriche alte 6 m, costruite in cemento armato e realizzate coassialmente con un solaio a chiusura delle stesse. La vasca esterna, denominata F1, avrà un diametro esterno di 42 m ed un diametro interno di 22 m, e vi corrisponde un volume utile di 5500 m3. La vasca interna denominata F2 avrà un volume utile di 2000 m3.

Il volume utile è stato ricavato considerando un'altezza massima per il liquido inferiore all'altezza della vasca di 0.5 m; infatti gli ultimi 50 cm costituiranno un primo volume di accumulo per il biogas.

Il fermentatore F1 sarà dotato inoltre di un impianto per l'immissione di sostanze solide, quali insilati e scarti di cereali (tramoggia di carico). Per garantire la corretta miscelazione la vasca adibita a fermentatore primario sarà dotata di due agitatori a pale che agendo sulla superficie della biomassa evitano la formazione di croste di materia che impedirebbero al biogas di sprigionarsi e di due agitatori laterali, agenti sul pelo libero della massa in fermentazione, con funzione di mantenimento del movimento della massa stessa.

Post-fermentatori

Per rendere compatibile la cinetica del processo di digestione anaerobica con quella dell'utilizzo del biogas è necessario installare un sistema di accumulo. Per mantenere costi contenuti lo stoccaggio del biogas deve essere effettuato a bassa pressione e ciò presuppone la presenza di grandi volumi di capacità.

Inoltre tutto il sistema di stoccaggio deve garantire una perfetta tenuta poiché perdite del gas potrebbero portare ad esplosioni data la natura altamente infiammabile dello stesso.

I due post-fermentatori saranno quindi dotati di cupole per la raccolta del biogas con sistema idraulico di mantenimento della pressione imposta al biogas (campo di pressione 2-4 mbar).

Il post fermentatore 2 svolge la funzione vasca di stoccaggio ed inoltre permette la raccolta del biogas residuo in post-digestione.

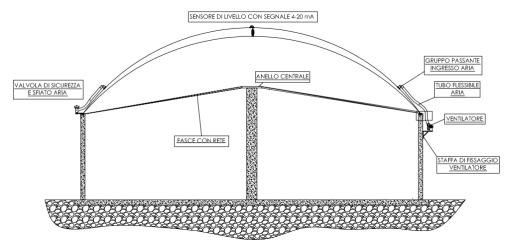


Figura 32: Particolare di un fermentatore dotato del gasometro per l'accumulo del biogas e dei relativi accessori.

Prevasca

Lo stoccaggio dei liquami destinati al processo di digestione anaerobica avviene nella vasca di pre caricamento; vengono immesse al suo interno, tramite una botola, le biomasse liquide o piccole frazioni di biomasse solide. Essa sarà realizzata in cemento armato, di diametro 10 m ed altezza 3 m, con un volume utile di 200 m³. Con i dati riportati in Tabella 16 possiamo ricavare la quantità di biomasse che giornalmente transiteranno dalla prevasca. Questa è data unicamente dalle deiezioni animali, nella fattispecie il letame ed il liquame bovino.

34

Si evidenzia quindi come le dimensioni scelte per la prevasca consentano di ottenere un'autonomia di carico di oltre un giorno.

Inoltre la prevasca dovrà essere dotata di un miscelatore orientabile, al fine di evitare la formazione di croste dure e difficilmente pompabili.

Vasca liquami siero

La scelta di realizzare due vasche separate per i liquami è essenzialmente di natura organizzativa e gestionale; una vasca infatti sarà prevalentemente al servizio della raccolta dei liquami di provenienza dalle stalle dell'azienda, mentre all'interno della seconda vasca saranno invece introdotti i liquami che giungono all'impianto con le botti da aziende esterne, ed in particolare il siero. Anche in questo caso dai dati della Tabella 16 ricaviamo la portata giornaliera di interesse.

35

La vasca è stata quindi opportunamente sovradimensionata al fine di garantire la possibilità di trasporti con cadenza quadri giornaliera.

Post vasca

Al fine di ottimizzare le procedure di procedure di aspirazione e carico per il trasporto ai campi della fase liquida del digestato separato, è stata prevista una vasca da circa 60 m³ dalla quale le autobotti potranno facilmente pompare il digestato.

Edificio tecnico

L'edificio tecnico sarà suddiviso in tre locali destinati alle seguenti funzioni:

- Locale di trasformazione Mt/bt;
- Locale quadri / controllo;
- Bagni.

Platea di stoccaggio

Affinché l'impianto possa essere alimentato in maniera quanto più costante occorre stoccare riserve di materie prime per sopperire alle fluttuazioni stagionali. Per avere uno stoccaggio efficace occorre valutare quali materie prime. Nella fattispecie, le deiezioni animali provengono dall'azienda del gestore dell'impianto, per cui oltre ad essere garantite in qualità, sono garantite in costanza nel tempo. Non si è quindi ritenuta necessaria la creazione di ulteriori vasche di raccolta dei liquami oltre a quelle già esistenti. Si è prevista invece la costruzione di una platea sulla quale stoccare le matrici solide quali gli insilati.

		Altezza	Diametro	Volume lordo	Volume utile
		m	m	m^3	m^3
Fermentatore 1	F1	6	$D_{INT} = 22 D_{EST} = 42$	6032	5529
Fermentatore 2	F2	6	21.4	2158	1978
Post-fermentatore 1	PF1	6	37	6451	5914
Post-fermentatore 2	PF2	6	37	6451	5914
Prevasca	PV1	3	10	236	196
Vasca liquami/siero	PV2	3	9	191	159
Postvasca	PV3	2.5	6	71	57

Tabella 19: Caratteristiche generali delle opere civili.

4. Impianto di gestione biomasse

L'alimentazione delle materie prime nell'impianto è funzione del tipo di biomassa e della sua pompabilità. Dal punto di vista chimico, le considerazioni fatte precedentemente, mostrano come l'ideale sarebbe avere un'alimentazione continua che costantemente vada a sostituire con materia fresca il substrato esausto. Per questo motivo si cerca di alimentare il digestore più volte al giorno, riducendo le oscillazioni al suo interno. Inoltre occorre prestare attenzione alla temperatura delle biomasse che vi si stanno immettendo, soprattutto nei mesi freddi, si possono avere dei gradienti di temperatura molto elevati con l'interno del digestore, e l'immissione di ingenti quantità di matrici potrebbe portare ad uno shock termico ed all'interruzione del processo.

L'impianto sarà dotato di una tramoggia di carico di volume pari a 60 m³ impiegata per l'alimentazione delle biomasse solide, quali insilati. Inoltre consentirà un'autonomia delle operazioni di carico per un tempo superiore alle 24 h. La tramoggia sarà posizionata su una cella di carico così da visualizzare costantemente la quantità di materiale residua al suo interno e controllare le operazioni di carico. Dalla tramoggia il materiale verrà inviato al fermentatore F1 tramite un sistema di coclee.

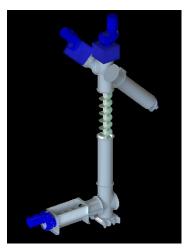


Figura 33: sistema di alimentazione a coclea per biomasse della WAM Italia.

Le biomasse liquide verranno inizialmente stoccate in una vasca di premiscelazione dove avviene l'omogeneizzazione delle stesse. Quindi un sistema di pompe e tubazioni le invierà a tutto l'impianto.

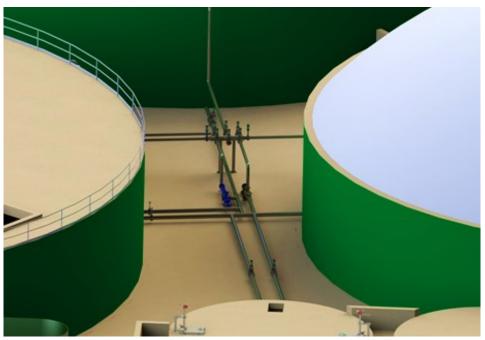


Figura 34: Dettaglio del sistema di pompaggio delle biomasse liquide.

5. Impianto di riscaldamento

Come già ampiamente discusso, uno dei fattori chiave del processo è il mantenimento della corretta temperatura. Viste le considerazioni fatte a pagina 16 si è scelto di far avvenire la digestione in condizioni mesofiliche (32÷42 °C) privilegiando la maggiore stabilità a discapito di una resa maggiore, seppur di poco.

Occorre quindi dimensionare adeguatamente l'impianto di riscaldamento, al fine di evitare variazioni di temperatura e di avere un riscaldamento omogeneo, quanto più privo di gradienti di temperatura.

Il sistema di riscaldamento sarà costituito da una schiera di tubi in PE-Xa percorsi da fluido tecnico in temperatura. Il materiale in cui sono realizzati i tubi li rende altamente resistenti agli acidi, alle escursioni termiche ed alla pressione⁴⁰. Le condutture saranno realizzate in un'unica soluzione in continuità, ovvero non si avranno giunture all'interno del digestore, ed ognuno di essi sarà sezionato in ingresso e uscita così da permettere l'isolamento del singolo in caso di guasti. Inoltre delle particolari flange multitenuta permetteranno l'isolamento del digestore con l'esterno.

Nel dimensionare il sistema di riscaldamento si possono considerare sostanzialmente due voci:

- Il riscaldamento della biomassa in ingresso Q_M;
- Le perdite di calore del reattore Q_R.

Notiamo che si sta volutamente trascurando il calore rilasciato dalle reazioni esotermiche, calore che oltre ad essere con segno positivo nel bilancio termico è in questa analisi difficilmente calcolabile.

La temperatura di processo all'interno del digestore sarà di 40°C. All'esterno si considera la condizione peggiore alla quale si troverà l'impianto e quindi una temperatura di -5 °C (inferiore alla media del mese di gennaio pari a -1.7°C 41).

Il substrato ha una *capacità termica* (D. Deublein, 2011): $c_M = 4.2 \ kJ \ kg^{-1}K^{-1}$ e deve essere quindi riscaldato da -5°C a 40 °C

$$\Delta T_M = 45 K$$

Il reattore sarà isolato termicamente con un layer di polistirene⁴²,

 $s_R = 0.1 m$ spessore $\lambda_R = 0.05 W m^{-1} K^{-1}$ conducibilità termica

Il coefficiente di trasmissione del calore viene assunto pari a:

- $\alpha_{R_{interno}} = 4000 \, Wm^{-2}K^{-1}$ coefficiente di trasmissione del calore per convezione tra la biomassa
- $\alpha_{R_{esterno}} = 400 \ Wm^{-2}K^{-1}$ coefficiente di trasmissione del calore per convezione tra le pareti e l'ambiente esterno.

Si può quindi determinare il coefficiente globale di scambio termico del reattore:

$$U_R = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{R_{interno}}} + \frac{S_{BR}}{\lambda_{BR}} + \frac{1}{\alpha_{R_{esterno}}}} = 0.5 \frac{W}{m^2 K}$$

Nella seguente trattazione si è volutamente omessa la resistenza termica della parete in cemento armato, considerata trascurabile ($R_{parete} \cong 0$) e sono state considerate uguali le aree della superficie interna e di quella esterna del digestore ($A_{R_{esterna}} \cong A_{R_{interna}} = A_{R}$)

I tubi in PE-Xa da utilizzare hanno le seguenti caratteristiche⁴³:

 $s_T = 0.0018 m$ spessore $\lambda_T = 0.38 W m^{-1} K^{-1}$ conducibilità termica D = 0.025 m diametro esterno

- D = 0.025 mdiametro esterno

Consideriamo che il coefficiente di trasmissione del calore per convezione sia lo stesso tra l'interno e l'esterno e sia pari a $\alpha_{Tinterno} = \alpha_{Testerno} = 400 Wm^{-2}K^{-1}$

⁴⁰ https://www.rehau.com/download/1774632/sistema-rehau-per-impianti-a-biogas.pdf

⁴¹ https://it.climate-data.org/location/1108/#climate-table

⁴² Dove non diversamente indicato, per questa analisi riguardante il dimensionamento del sistema di riscaldamento, i dati sono stati presi dal (D. Deublein, 2011)

⁴³ https://www.rehau.com/download/1774632/sistema-rehau-per-impianti-a-biogas.pdf

Si determina quindi il coefficiente globale di scambio termico dei tu

$$U_T = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{Tinterno}} + \frac{s_T}{\lambda_T} + \frac{1}{\alpha_{Testerno}}} = 211 \frac{W}{m^2 K}$$

Analogamente alla trattazione del digestore la superficie esterna di scambio termico è stata posta pari alla superficie interna.

Possiamo quindi ricavare il calore necessario al riscaldamento della biomassa⁴⁴:

$$Q_M = \dot{M_G} \cdot c_M \cdot \Delta T_M = 173 \frac{10^3 kg}{d} \cdot 4.2 \frac{kJ}{kg K} \cdot 40 K = 336.4 kW$$

Ed il calore perso dalle pareti del reattore:

$$A_R = \frac{\pi D_R^2}{4} + \pi D_R H_R = \frac{\pi \cdot 42^2}{4} + \pi \cdot 42 \cdot 6 = 2177 m^2$$

$$Q_R = U_R \cdot A_R \cdot \Delta T_R = 0.5 \frac{W}{m^2 K} \cdot 2177 m^2 \cdot 45 K = 49 kW$$

Si ottiene una potenza termica totale necessaria di:

$$Q_{TOT} = Q_M + Q_R = 385.4 \, kW$$

Ipotizziamo adesso di assimilare il fluido tecnico all'acqua e che esso passi da una temperatura di ingresso al digestore di 70 °C ad una temperatura di uscita di 60 °C. Determiniamo la portata volumetrica oraria necessaria (consideriamo per semplificare la trattazione che il flusso termico superficiale sia costante per tutta la lunghezza del tubo). Possiamo quindi determinare la lunghezza necessaria dei tubi:

$$\Delta T_{media} = \frac{T_m - T_M}{2} = \frac{70 + 60}{2} - 40 = 25 \, ^{\circ}C$$

$$L_T = \frac{Q_{TOT}}{U_T \cdot \Delta T_{media} \cdot \pi D_T} = \frac{385.4 \, kW}{211 \frac{W}{m^2 K} \cdot 25 \, K \cdot \pi \cdot 0.025 \, m} = 930 \, m$$

Infine possiamo ricavare il numero di schiere necessarie

$$n = \frac{L_T}{\pi D_R} \cong 7$$

 $n=\frac{L_T}{\pi D_R}\cong 7$ Occorre sottolineare che dalla trattazione svolta si è ricavato il numero minimo di schiere necessarie affinché la biomassa sia portata in temperatura e che non si è considerato il riscaldamento del Fermentatore 2 e del Postfermentatore 1 in quanto ricevono del substrato in temperatura e devono quindi sopperire unicamente al calore perso.

Il fluido termovettore sarà riscaldato tramite due scambiatori di calore posti nel gruppo di cogenerazione, uno scambiatore di calore lato fumi ed uno lato acqua per una potenza termica totale di 648 kW. Notiamo dall'Equazione 36 che quasi la metà della potenza termica recuperata al cogeneratore è in esubero, si lascia quindi ad una ulteriore analisi valutare se allacciare il nuovo impianto all'attuale rete di teleriscaldamento dell'azienda per un'ulteriore recupero ed efficientamento.

⁴⁴ La portata massica del substrato è stata ricavata dai dati riportati in Tabella 15

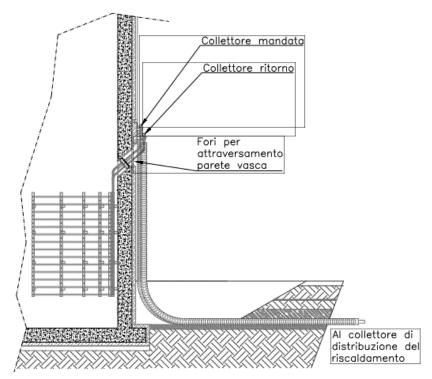


Figura 35: Particolare del sistema di riscaldamento riguardante l'ingresso nel digestore delle condutture.

6. Gruppo di trattamento del biogas, upgrading criogenico

Si è scelto di utilizzare come tecnologia di upgrading quella criogenica per diversi fattori:

- Maggiore efficienza nel trasporto del biometano;
- Minor consumo di energia e costo di investimento, se paragonati a quelli necessari per la realizzazione di un impianto di upgrading con differente processo ed un successivo impianto di compressione e distribuzione;
- Possibilità di recupero della CO₂.

Come maggiormente illustrato a pagina 38, l'upgrading criogenico è un procedimento basato sulla condensazione selettiva dell'anidride carbonica e del metano. In particolare il processo di upgrading adottato sfrutta un ciclo Brayton inverso ad azoto come quello riportato in Figura 23.

In Tabella 20 sono riportati alcuni parametri di processo.

Tabella 20: Dati tecnici del gruppo di upgrading⁴⁵

Consumo elettrico	1.56 kWh/kg LBG (1.12 kWh/Nm³ CH ₄)
Capacità di processo	550 kg/h (765 Nm³/h)
Temperatura LBG	-163 °C
Pressione LBG	4-5 <i>bar</i>

Al fine di evitare problemi di congelamento ed ostruzione nel processo occorre rispettare determinati requisiti di purezza per il biogas in ingresso.

Occorre che il contenuto di acido solfidrico sia inferiore ai 3,5 ppm. È previsto l'impiego di un processo di desolforazione biologia, come spiegato a pagina 26, all'interno dei digestori; una soffiante insuffla aria al loro interno, innescando la degradazione dell'idrogeno solforato in solfuri semplici. La portata d'aria deve essere attentamente dosata, infatti là dove essa è presente si crea una zona blandamente aerobica. Essa verrà mantenuta costante, in ragione di 12-15 litri di aria/m³ di biogas, tramite il flussimetro e la valvola di regolazione illustrati in Figura 30. In Figura 36 è illustrato in dettaglio il punto di ingresso del sistema primario di desolforazione nel

⁴⁵ Fonte: Air Liquide e Göteborg Energi.

digestore. Un successivo trattamento ad ossidazione catalitica ed adsorbimento con carboni attivi permetterà di ridurre ulteriormente la concentrazione di acido solfidrico in ottemperanza ai parametri richiesti.

Inoltre occorre che il contenuto di vapore acque nel biogas sia inferiore ai 0.5 ppm. Oltre al sistema primario di rimozione dell'acqua visto in Figura 31, l'impianto sarà dotato di un chiller di temperatura che riducendo drasticamente quest'ultima dai 40 °C a 5 °C tramite condensazione rende il gas praticamente anidro.

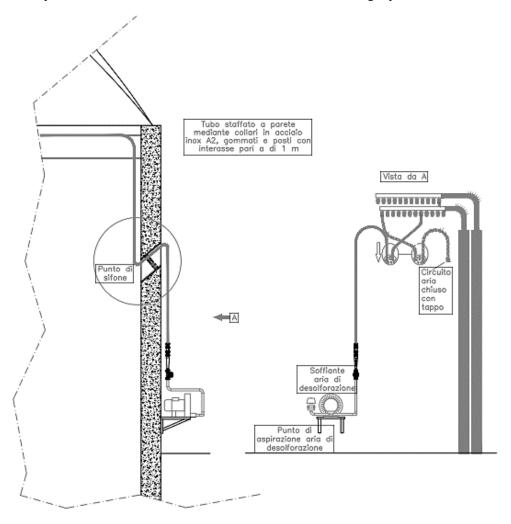


Figura 36: Particolare sistema primario di desolforazione.

7. Motore cogenerativo

La cogenerazione nota come CHP Combined Heat and Power, non è altro che la produzione congiunta di energia elettrica e calore a partire da una singola fonte energetica. Nell'impianto in esame si farà ricorso ad un motore cogenerativo per sopperire alle richieste di energia elettrica e calore dello stesso. Infatti la cogenerazione permette di ottenere un notevole risparmio energetico rispetto alla produzione separata delle stesse quantità di energia termica ed elettrica; un motore cogenerativo ha rendimenti che arrivano fino all'85%. A Pagina 71 è riportata l'analisi economica condotta riguardo all'utilizzo di un motore cogenerativo ed alla sua convenienza.

Il motore sarà fornito in apposito container da esterno con ventilatore ATEX e dotato di quadro elettrico e gruppo INAIL ed installato come da Figura 29 ad una distanza minima di 5 m dai digestori. In particolare il motore adottato presenta le seguenti caratteristiche⁴⁶:

- Motore endotermico a metano;
- Alternatore asincrono;
- Dry-cooler per eventuale dissipazione di emergenza;
- Modulo termico costituito da uno scambiatore acqua-acqua a piastre ed acqua-fumi a fascio tubiero per una potenza termica totale di 648 kW.
- Efficienza globale pari all'87,1%.



Figura 37: Gruppo di cogenerazione⁴⁷.

-

 $^{^{\}rm 46}$ REC2 500G di Enerblu Cogeneration.

⁴⁷ Immagine tratta da http://www.enerblu-cogeneration.com

8. Torcia

La torcia di sicurezza è necessaria per garantire in condizioni di emergenza la combustione del biogas prodotto, senza di essa si potrebbero avere accumuli del biogas nel sistema di stoccaggio, con un conseguente innalzamento della pressione ed alto pericolo di esplosioni.

La torcia oltre a garantire la combustione del biogas deve essere dimensionata seguendo diverse condizioni:

- bassi valori della temperatura e limitare le emissioni di gas inquinanti;
- temperature omogenee all'interno della camera di combustione;
- tempo di permanenza del biogas all'interno della camera di combustione adeguato, al fine di evitare l'emissione di incombusti;
- sufficiente grado di miscelazione tra biogas ed aria con forti eccessi d'aria.

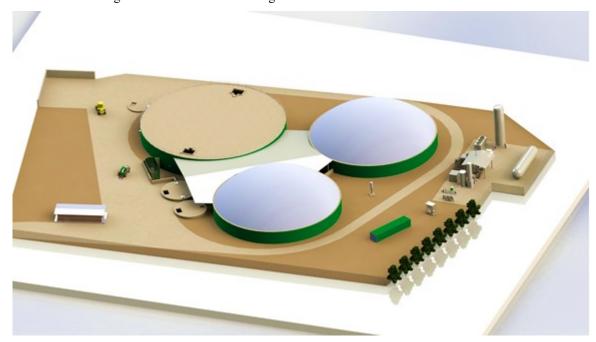


Figura 38: Render dell' impianto.

CAPITOLO 6

QUADRO NORMATIVO E INCENTIVI

Nel dicembre del 2008 veniva approvato il cosiddetto '*Pacchetto Clima ed Energia*' volto a portare a termine gli obbiettivi della *strategia 20-20-20*. In particolare esso conteneva la Direttiva Fonti Energetiche Rinnovabili (Direttiva 2009/28/CE) che è stata attuata con il decreto legislativo del 3 marzo 2011, n.28. Sono stati quindi emanati una serie di decreti ministeriali atti a definire gli strumenti, i meccanismi, gli incentivi ed il quadro istituzionale, finanziario e giuridico, necessari per il raggiungimento degli obiettivi fissati per il 2020 in materia di quota complessiva di energia da fonti rinnovabili⁴⁸.

Tuttavia esigui sono stati gli impianti per la produzione del biometano realizzati dal 2013 ad oggi⁴⁹, per questo motivo il Ministero dello Sviluppo Economico ha emanato un nuovo decreto ministeriale il 2 marzo 2018, nel quale promuove in via esclusiva:

- Il biometano immesso nella rete del gas naturale senza destinazione d'uso specifica mediante il rilascio delle garanzie di origine;
- Il biometano immesso nella rete del gas naturale con destinazione specifica nei trasporti;
- Il biometano avanzato immesso nella rete del gas naturale e destinato ai trasporti;
- I biocarburanti avanzati diversi dal biometano immessi in consumo nel settore dei trasporti;
- La riconversione degli impianti a biogas esistenti.

Il Gestore dei Servizi Energetici quindi disciplina le procedure operative per il rilascio della qualifica e per la determinazione e riconoscimento degli incentivi.

1. <u>Incentivazioni previste dal decreto</u>

Per gli impianti destinati alla produzione di biometano avanzato il decreto prevede una produzione annua massima incentivabile di 220.913.107,5 standard metri cubi.

L'articolo 5 del Decreto incentiva la produzione di biometano per l'immissione nella rete del gas naturale con destinazione specifica ai trasporti tramite il rilascio di Certificati di Immissione in Consumo CIC. I CIC vengono rilasciati mensilmente. Anche i produttori di biometano avanzato possono richiedere l'applicazione delle condizioni all'art. 5 del decreto, ottenendo il rilascio di CIC avanzati che tuttavia esulano dalle maggiorazioni spettanti per la liquefazione.

Un CIC attesta l'immissione di:

- 10 Gcal di biocarburante, tra cui il biometano;
- 5 Gcal di biocarburante avanzato, tra cui il biometano avanzato, o di biocarburante non avanzato ma prodotto a partire dalle materie prime elencate nell'Allegato 1 Parte 2-bis del dl 3 marzo 2011, nr. 28.

Inoltre i CIC sono differenziati per tipologia in:

- "CIC", emessi l'immissione in consumo di biocarburanti, tra cui il biometano, prodotti da materie prime non riportate nella parte A dell'allegato 1, parte 2-bis del dl 3 marzo 2011;
- "CIC biometano avanzato", emessi per l'immissione in consumo di biometano prodotto dalle suddette materie prime:
- "CIC altri biocarburanti avanzati" emessi per l'immissione in consumo di altri biocarburanti, ma prodotti anch'essi dalle suddette materie prime.

Gli incentivi destinati ai produttori di biometano avanzato previsti dall'articolo 6 del decreto sono:

■ Il ritiro da parte del GSE del biometano che viene immesso nelle reti con l'obbligo di connessione di terzi. Il GSE riconosce al produttore un controvalore pari al prezzo medio ponderato con le quantità, registrato nel mese di cessione sul mercato del gas a pronti (MPGAS) ridotto del 5%. Questa percentuale può subire delle modifiche per far fronte ai costi del trasporto dal punto di ritiro del biometano al punto di scambio virtuale (PSV).

⁴⁸ Fonte: http://www.arpa.veneto.it/temi-ambientali/energia/cosa-dice-la-normativa; ultimo accesso 07/07/2018

⁴⁹ Fonte: Procedure Applicative DM 2 marzo 2018, GSE

Il GSE riconosce al produttore il **valore dei CIC** corrispondenti e delle eventuali maggiorazioni, a ciascun certificato viene dato un valore di **375.00 euro**. Tale valore resta immutato per tutto il periodo di incentivazione, una volta che l'impianto è entrato in esercizio.

Il produttore può altresì richiedere il ritiro parziale del biometano e provvedere autonomamente alla vendita della parte restante.

L'incentivazione è prevista per un **massimo di dieci anni continuativi**. Al termine dei dieci anni il Produttore accede al rilascio dei CIC di cui all'art 5 del suddetto decreto.

Per la gestione dell'incentivazione il GSE pubblica ogni anno le stime della quantità massima annua ritirabile ed il valore della quantità massima annua ritirabile per l'anno precedente. Quindi mensilmente il GSE pubblica:

- Una graduatoria degli impianti qualificati in esercizio che richiedono il ritiro dei CIC;
- Un contatore del ritiro biometano e CIC relativo alla quantità annua, quantità annua determinata sulla base della producibilità e dell'effettiva produzione degli impianti in graduatoria.

Il **numero massimo di CIC** spettanti ad ogni impianto è determinato in base alla capacità produttiva qualificata dal GSE ed ipotizzando che l'impianto funzioni per un numero di ore pari a 8760 (100% di operatività).

La producibilità annua stimata in CIC è determinata moltiplicando la capacità produttiva dell'impianto [Sm3/h] qualificata dal GSE per il massimo numero di **ore di funzionamento annue 8760** per una stima del **potere calorifico inferiore pari a 0.008111 Gcal/Sm3**. Il valore ottenuto viene quindi trasformato in CIC.

Nella fattispecie per l'impianto oggetto del seguente studio si ottiene:

Produttività massima dell'impianto =
$$330 \frac{Sm^3}{h}$$

$$Producibilità annua \ massima \ in \ CIC = \frac{330 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3}}{5 \frac{Gcal}{CIC}} = \frac{380 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{h}{s}}{5 \frac{Gcal}{CIC}}$$

Valore monetario dei CIC annui massimi = $4689 \text{ CIC} \cdot 375 \text{ €/CIC} = 1.758.375 \text{ €}$

2. Materie prime

Per poter accedere agli incentivi occorre rispettare le indicazioni del dl 10 ottobre 2014, Allegato 3 Parte A e B, riguardo alle materie prime. Per determinare il tipo di biometano prodotto dall'impianto e quindi se previsto, il riconoscimento dell'attributo di "avanzato" è necessario individuare le materie prime che andranno ad alimentare l'impianto e la loro quantità in massa come riportato nel titolo autorizzativo alla costruzione e all'esercizio.

Materie prime e carburanti che danno origine a biocarburanti contabilizzabili come avanzati

- i. Alghe, coltivate su terra in stagni o fotobioreattori;
- ii. Rifiuti urbani non differenziati;
- iii. Rifiuti organici provenienti dalla raccolta domestica FORSU, tale voce comprende anche i rifiuti biodegradabili di cucine e mense, il legno, rifiuti biodegradabili di giardini e parchi, rifiuti dei mercati;
- iv. Rifiuti industriali non idonei all'uso nella catena alimentare umana e animale, vi rientrano i sottoprodotti provenienti da attività alimentari e agroindustriali quali ad esempio bucce di pomodoro, sanse esauste e pastazzo di agrumi;
- v. Paglia;
- vi. Concime animale e fanghi di depurazione;
- vii. Effluente da oleifici che trattano olio di palme e fasci di frutti di palma vuoti;
- viii. Pece di tallolio;
- ix. Glicerina grezza;
- x. Bagasse;
- xi. Vinacce e fecce di vino;
- xii. Gusci;
- xiii. Tutoli ripuliti dei semi di mais;
- xiv. Rifiuti dell'industria forestale quali corteccia, rami, foglie, aghi, chiome, segatura, ecc.;

- xv. Materie cellulosiche di origine non alimentare, composte principalmente da cellulosa ed emicellulosa ed aventi un tenore di lignina inferiore a quello delle materie ligno-cellulosiche, quali:
 - a. Residui di colture alimentari e foraggere (paglia, steli di granoturco, pule, gusci)
 - b. Colture energetiche a basso tenore di amido (loglio, panico verga, canna)
 - c. Colture energetiche erbacee di copertura, a condizione che siano inserite nelle rotazioni fra una coltura principale e la successiva (favino, erba medica, facelia, loiessa, rapa invernale, senape abissina, sorgo, tabacco, trifoglio, triticale, sulla, veccia)
- xvi. Altre materie ligno-cellulosiche quali biomasse provenienti da foreste, colture energetiche legnose e rifiuti della filiera forestale;
- xvii. Carburanti per autotrazione rinnovabili liquidi e gassosi di origine non biologica provenienti da fonti energetiche rinnovabili diverse dalla biomassa quali: idrogeno ottenuto da energia rinnovabile.
- xviii. Cattura e utilizzo del carbonio ai fini di trasporto, quale carburanti prodotti impiegando CO2 ed energia elettrica prodotta da fonti rinnovabili;
- xix. Batteri da fonte energetica rinnovabile

Materie prime e carburanti che non danno origine a biocarburanti contabilizzabili come avanzati

- i. Olio da cucina esausto;
- ii. Grassi animali classificati come sottoprodotti di origine animale, o prodotti derivati, non destinati al consumo umano.

Determinati il tipo e la quantità di materie prime da utilizzare va richiesto, come disposto dalle Direttive Europee 2009/28/CE e 2009/30/CE, la certificazione di sostenibilità ad un organismo

Tipologia di CIC, materie prime utilizzate e relative maggiorazioni

Le materie prime che danno origine a biocarburanti avanzati comportano il riconoscimento del doppio dei CIC spettanti, **Double counting**. Nel caso di codigestione di materie prime di cui sopra con altre materie di origine biologica, queste ultime in frazione in massa non superiore al 30%, la maggiorazione viene riconosciuta sul 70% della produzione di biometano, indipendentemente dalla resa di esse.

In funzione delle materie prime utilizzate si ha:

- *Single counting*, materie prime di origine biologica diverse da quelle che danno origine a biocarburanti contabilizzabili come avanzati;
- Double counting, materie prime per la produzione di biometano avanzato;
- Avanzate, materie prime per la produzione di biocarburanti avanzati.

In Tabella 21 sono riassunti i casi di incentivazione possibili e previsti dal decreto ed i relativi CIC riconosciuti.

Tipologia CIC Caso Art. incentivo Materia prima autorizzata **Quantificazione** 1 CIC = 10 Gcal 100% CIC Art. 5 Single counting > 30% energia incentivata 1 CIC = 5 Gcal 100% energia 2 Art. 5 e 6 Avanzate = 100% $CIC_{biom.avanzato}$ incentivata 1 CIC = 5 Gcal 100% energia 3 Art. 7 Avanzate = 100%CICbiocar.avanzati incentivata Single counting = 01 CIC = 5 Gcal 100% energia Double counting $\geq 30\%$ CIC Art. 5 incentivata Avanzate < 70% 1 CIC = 5 Gcal 70% energia Single counting $\neq 0\%$ incentivata Double counting + Avanzate \geq 5 CIC Art. 5 1 CIC = 10 Gcal 30% energia 70% Avanzate < 70% incentivata 1 CIC = 5 Gcal 70% energia CICbiom.avanzato Single counting = 0%incentivata Art. 5 e 6 Avanzate < 70% 1 CIC = 10 Gcal 30% energia CIC incentivata 1 CIC = 5 Gcal 70% energia Single counting = 0%CICbiom.avanzato incentivata 7 Art. 5 e 6 Double counting $\neq 0\%$ 1 CIC = 5 Gcal 30% energia Avanzate ≥ 70% CIC incentivata

Tabella 21: Casi di incentivazione possibili.

3. Qualifica degli impianti

La richiesta di qualifica dell'impianto può essere presentata sia in fase di progetto che in fase di esercizio, inoltre il decreto prevede che possano accedere agli anche vecchi impianti per la produzione di biogas riconvertiti alla produzione di biometano.

Una volta ottenuta l'autorizzazione alla costruzione a all'esercizio, rilasciata dall'autorità competente, occorre ottenere il **Certificato di Conformità dell'azienda** che garantisce l'attendibilità sia delle informazioni volte a dimostrate il rispetto dei criteri di sostenibilità, sia delle informazioni ambientali e sociali fornite dagli operatori economici appartenenti alla filiera di produzione del biocarburante. La produzione di biometano è incentivata unicamente se destinata al consumo nei trasporti, che deve essere attestata tramite opportuni contratti di fornitura stipulati tra il produttore e i soggetti titolari di impianti di distribuzione. Questi contratti devono contenere la data di inizio della fornitura e la sua durata, ed una stima delle quantità mensili.

Ottenuta la qualifica a progetto il produttore deve comunicare con almeno 60 giorni di anticipo la data di entrata in servizio dell'impianto. Poco prima della data di entrata in esercizio il produttore sottoscrive con un Contratto di ritiro del biometano con il GSE.

Infine il produttore richiede la qualifica in esercizio, ottenuta la quale viene stipulato il Contratto di ritiro dei Certificati di Immissione in Consumo

4. Determinazione degli incentivi

Diverse sono le configurazioni incentivabili che possono assumere gli impianti per la produzione del biometano; andremo ad analizzare le seguenti configurazioni riportate nelle procedure applicative redatte dal GSE e che meglio si avvicinano all'impianto oggetto di questo elaborato.

• Immissione in consumo mediante il trasporto del biometano in forma liquida (BML) e connessione diretta all'impianto di liquefazione, senza ritiro fisico.

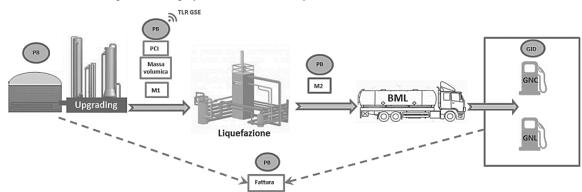


Figura 39: Schema dei punti di misura e delle grandezze rilevanti ai fini del calcolo della quantità ammessa all'incentivo nel caso di immissione in consumo mediante il trasporto del biometano in forma liquida e connessione diretta all'impianto di liquefazione, senza ritiro fisico⁵⁰.

La quantità ammessa all'incentivo è determinata secondo la:

$$Ei_n = \min(M1_n \cdot PCI_n; Fattura_n \cdot PCI_{BML})$$
40

Dove:

- Ei_n è l'energia incentivabile del mese n-esimo;
- $M1_n$ è la quantità mensile del biometano misurata a monte del sistema di liquefazione;
- $Fattura_n$ è la quantità mensile di biometano, come da fatturazioni, venduto dal produttore ai soggetti di distribuzione;
- PCI_n è il potere calorifico inferiore medio mensile, ponderato in base alle quantità, e determinato sulla base della composizione chimica registrata giornalmente a valle dell'upgrading;
- PCI_{BML} è il potere calorico inferiore del biometano liquido assunto convenzionalmente pari a 13.889 kWh/kg (50 MJ/kg).

⁵⁰ Immagine tratta da "Procedure Applicative DM 2 marzo 2018, GSE"

Immissione in consumo nei trasporti mediante reti con obbligo di connessione di terzi, con ritiro fisico.

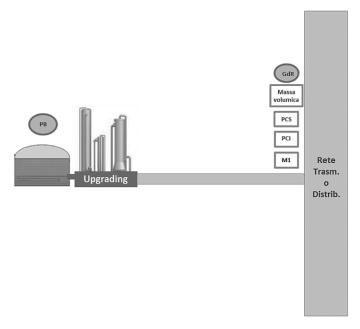


Figura 40: Schema dei punti di misura e delle grandezze rilevanti ai fini del calcolo della quantità ammessa all'incentivo nel caso di immissione in consumo nei trasporti mediante reti con obbligo di connessione di terzi, con ritiro fisico⁵¹.

La quantità ammessa all'incentivo è determinata secondo la:

$$Ei_n = M1_n \cdot PCI_n \tag{41}$$

Inoltre la quantità di biometano oggetto del ritiro è calcolata secondo la:

$$E_i RIB_n = M1_n \cdot PCS_n \tag{42}$$

Dove:

- E_iRIB_n è l'energia ritirata dal GSE nel mese n-esimo;
- PCS_n è il potere calorifico superiore medio mensile, ponderato in base alle quantità, e misurato nel punto di immissione nella rete con obbligo di connessione di terzi.

Maggiorazioni per la realizzazione di impianti di liquefazione

Nel caso di impianti di liquefazione pertinenti si ha diritto ad una maggiorazione in CIC pari a:

$$M\ CIC\ liq_n^p = 0.2 \cdot \frac{Ei_n}{5}$$

Dove:

- M CIC liq_n è la maggiorazione in CIC spettante per la realizzazione dell'impianto di liquefazione pertinente p;
- Ei_n^p è l'energia incentivabile nel mese n-esimo, espressa in Gcal e determinata secondo l'Equazione

La maggiorazione in CIC è concessa fino al raggiungimento di:

$$\frac{\min(1.200.000; Investimento\ totale\cdot70\%)}{375}\cdot\% investimento$$

Dove:

- %investimento fa riferimento alla percentuale dello stesso servita alla realizzazione dell'impianto di liquefazione.

⁵¹ Immagine tratta da "Procedure Applicative DM 2 marzo 2018, GSE"

Tali maggiorazioni sono previste per un **massimo di dieci anni** e sono rilasciate quindi maggiorando gli incentivi del 20%, Equazione 43, fino al raggiungimento del 70% del valore del costo di realizzazione entro il limite massimo di 1.200.000 euro. Per attestare il costo di realizzazione occorre che una società di revisione rediga una relazione nella quale devono essere allegate le fatture relative alle spese sostenute.

Caso in esame

L'impianto oggetto del seguente elaborato sarà autorizzato secondo il caso 2 riportato in Tabella 21, cioè un impianto autorizzato all'utilizzo esclusivo di materie prime avanzate. Secondo il Decreto si ottiene:

$$CIC_{biometano\ avanzato} = \frac{Ei_n}{5} + \sum_{n=1}^{L} M\ CIC\ liq_n^p + \sum_{n=1}^{P} M\ CIC\ distr_n^p = \frac{Ei_n}{5} + 0.2 \cdot \frac{Ei_n}{5}$$

Dove:

- CIC_{biometano avanzato} è il numero di CIC avanzati spettanti nel mese n-esimo al produttore;
- Ei_n è l'energia incentivabile determinata secondo l'Equazione 40 o 42;
- M CIC $distr_n^p$ è la maggiorazione in CIC spettante nel mese n-esimo per la realizzazione dell'impianto di distribuzione pertinente p;
- P numero totale di impianti di distribuzione realizzati;
- $M\ CIC\ liq_n^p$ è la maggiorazione in CIC spettante nel mese n-esimo per la realizzazione dell'impianto di liquefazione pertinente p;
- L è il numero totale di impianti di liquefazione pertinenti all'impianto biometano realizzati.

$$Q = 330 \frac{Sm^3}{h}$$
 produttività stimata dell'impianto 45
$$M1_n^{stima} = \frac{330 \frac{Sm^3}{h} 8760 \frac{h}{anno}}{12} = 240.900 \frac{Sm^3}{mese}$$
 produzione mensile di biometano stimata 46
$$Ei_n = 240.900 \frac{Sm^3}{mese} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3} = 1.954 \frac{Gcal}{mese}$$
 energia incentivabile mensile stimata 47
$$CIC_{biometano\ avanzato} = \frac{1.954 \frac{Gcal}{mese}}{5} \cdot +0.2 \cdot \frac{1.954 \frac{Gcal}{mese}}{5} = 469$$
 CIC spettanti 48
$$Ricavo\ mensile = 469 * 375 = 175.875 \text{ €/mese}$$
 49
$$Ricavo\ annuo\ = 175.875 * 12 = 2.110.500 \text{ €/anno}$$
 50

ANALISI ECONOMICA

Affinché il progetto in esame possa essere realizzato si rende necessaria una valutazione dell'investimento che dimostri come i benefici futuri, in termini economici, siano complessivamente superiori ai costi sostenuti. Per poter ottemperare a tale problema sono diversi i criteri discriminanti di un investimento che si andranno a valutare.

Un impianto biometano è caratterizzato da un: costo di investimento iniziale elevato; alcuni costi di manutenzione; costo delle risorse, molte delle quali gratuite; il provento derivante dalla vendita del biocarburante, della CO₂, e del digestato come fertilizzante.

1. Costi di investimento

4.300 *€/kW*

TOTALE

Per una stima di massima dei costi dell'impianto si è fatto riferimento alla letteratura, ed in particolare all'elaborazione del Centro interdipartimentale Giorgio Levi Cases (Università degli Studi di Padova) da un campione di impianti (D. Banzato (Centro interdipartimentale Giorgio Levi Cases, Novembre 2016). Da questa elaborazione sono state estrapolate stime sui costi per kW degli impianti, suddivisi per dimensione, riportate in Tabella 22.

	Fino a 2	250 kW	Tra 250 d	e 500 kW	Oltre 5	600 kW
	Min	Max	Min	Max	Min	Max
Opere civili	2.300 €/kW	3.000 €/kW	2.000 €/kW	2.300 €/kW	1.400 €/kW	2.000 €/kW
Opere elettromeccaniche	2.000 €/kW	2.500 <i>€/kW</i>	1.500 <i>€/kW</i>	2.000 €/kW	1.000 €/kW	1.500 <i>€/kW</i>

5.500 *€/kW* 3.500 *€/kW*

Tabella 22: Stima dei costi in €/kW suddivisi per fascia di potenza

L'impianto oggetto dell'elaborato ha una portata di biogas di circa 650 Sm³/h che corrisponde ad un equivalente impianto da 1.3 MW_{el}.

4.300 *€/kW*

2.400 €/kW 3.500 €/kW

Inoltre si considera un costo di 1.750.000 € per la realizzazione dell'impianto di upgrading e quindi di liquefazione.

Facendo riferimento quindi ai dati riportati in Tabella 22 ed alle suddette ipotesi si ottiene:

Tabella 23: Spese in conto capitale per la realizzazione dell'impianto.

CAPEX	Min	Max
Opere civili	1.820.000 €	2.600.000 €
Opere elettromeccaniche	1.300.000 €	1.950.000 €
Impianto di upgrading	1.750	.000 €
TOTALE	4.870.000€	6.300.000€

2. <u>Costi operativi</u>

Costi di esercizio dell'impianto

Tabella 24: Elenco delle utenze elettriche per il calcolo degli autoconsumi dell'impianto.

Descrizione	Potenza nominale	Fattore di carico	Fattore di contemporaneità	Potenza di picco	Tempo di Funzionamento %	Potenza effettiva
Sistema di comando						
Computer	0,75 kW	0,8	1	0,60 kW	100%	0,60 kW
Elettronica	0,50 kW	0,8	0,2	$0.08~\mathrm{kW}$	100%	0,40 kW
Analizzatore biogas	0,20 kW	0,8	1	0,16 kW	100%	0,16 kW
Tramoggia di caricamento						
Coclee di caricamento	21,00 kW	0,8	0,3	5,04 kW	15%	2,52 kW
Digestore F1						
Agitatore a pale (2x18,5kW)	37,00 kW	0,8	0,25	7,40 kW	35%	10,36 kW
Agitatore sommerso (2x18,5kW)	37,00 kW	0,8	0,25	7,40 kW	30%	8,88 kW
Desolforatore	0,50 kW	0,8	1	0,40 kW	100%	0,40 kW
Digestore F2						
Agitatore sommerso (3x18,5kW)	55,50 kW	0,8	0,3	13,32 kW	35%	15,54 kW
Desolforatore	0,50 kW	0,8	1	0,40 kW	100%	0,40 kW
Post-fermentatore 1						
Agitatore sommerso (3x18,5kW)	55,50 kW	0,8	0,3	13,32 kW	35%	15,54 kW
Desolforatore	0,50 kW	0,8	1	0,40 kW	100%	0,40 kW
Soffiante gasometro	0,40 kW	1	1	0,40 kW	100%	0,40 kW
Post-fermentatore 2						
Agitatore sommerso (3x18,5kW)	55,50 kW	0,8	0,3	13,32 kW	35%	15,54 kW
Sistema di pompaggio						
Agitatore prevasca	11,00 kW	0,8	0,3	2,64 kW	35%	3,08 kW
Pompa volumetrica	18,50 kW	0,8	0,3	4,44 kW	35%	5,18 kW
Pompa trituratrice	15,00 kW	0,8	0,3	3,60 kW	35%	4,20 kW
Pompa sentina sala pompe	1,50 kW	0,8	1	1,20 kW	20%	0,24 kW
Pompa sentina pozzetto condensa	0,55 kW	0,8	1	0,44 kW	20%	0,09 kW
Pompa riscaldamento F1	0,35 kW	0,8	0,25	0,07 kW	50%	0,14 kW
Pompa riscaldamento F2	0,35 kW	0,8	0,25	$0.07~\mathrm{kW}$	50%	0,14 kW
Pompa riscaldamento PF1	0,35 kW	0,8	0,25	0,07 kW	50%	0,14 kW
Unità di upgrading						
	400,00 kW	1	1	400,00 kW	100%	400,00 kW
Varie						
Compressore impianto pneumatico	3,00 kW	0,8	0,5	1,20 kW	30%	0,72 kW
Fabbricato tecnico	2,00 kW	1	0,3	0,60 kW	10%	0,20 kW
TOTALE	717,45 kW			476,57 kW		485,27 kW

Consideriamo un autoconsumo di 500 kW, si fa notare che nel calcolo degli autoconsumi si sono omessi quelli legati alla potenza termica per il riscaldamento dei digestori, non perché questi non siano rilevanti ma bensì perché nonostante questa grave omissione si dimostrerà la validità dell'alternativa adottata.

Il sito dell'**Autorità di Regolazione per Energia Reti e Ambiente** (<u>www.arera.it</u>) riporta dall'elaborazione Aeegsi su dati Eurostat luglio 2017 i seguenti prezzi finali dell'energia elettrica per i consumatori:

Tabella 25: PREZZI FINALI DELL'ENERGIA ELETTRICA PER I CONSUMATORI INDUSTRIALI NEL 2016, consumatori per fascia di consumo annuo [MWh], prezzi al netto ed al lordo delle imposte [cent.€/kWh]⁵².

Fascia di consumo annuo MWh		20	20-	500	500-2	2.000	2.000-	20.000	20.0 70.0		70.0 150.	000- 000
Prezzi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi
cent.€/kWh	16,32	32,27	10,21	21,54	8,61	17,89	7,91	15,92	7,19	13,58	5,91	10,03

Un consumo di 480 kW per un totale di 8400 h di funzionamento annue comporta un totale consumato di 4.032 MWh/anno. Come da Tabella 25 si ottiene:

- Prezzo al netto delle imposte 0.791 €/kWh
- Prezzo al lordo delle imposte 0.1592 €/kWh

Al lordo delle imposte si ha un totale spesa di 0.1592 €/kWh · 4.032.000 kWh/anno = 641.900 €/anno

Per un dispendio così elevato di energia elettrica, ed un ulteriore richiesta di potenza termica fino ad ora trascurata nell'analisi, si rende particolarmente vantaggioso l'utilizzo di un cogeneratore industriale che dalla combustione di metano produca tutta l'energia elettrica e termica ad un'alta efficienza energetica. A scopo indicativo consideriamo di utilizzare il cogeneratore REC2 500 G di Enerblu-Cogeneration.

Tabella 26: Caratteristiche generali del cogeneratore REC2 500 G al 100% del carico⁵³

Potenza elettrica nominale	520 kW
Potenza termica totale	648 kW
Consumo gas	140.0 Sm ³ /h
Efficienza globale	87,1 %

Un consumo di 140 Sm³/h per un totale di 8400 h di funzionamento annue comporta un totale consumato di 1.176.000 Sm³.

Tabella 27: PREZZI FINALI DEL GAS NATURALE PER I CONSUMATORI INDUSTRIALI NEL 2016, consumatori per fascia di consumo annuo [10^3m^3], prezzi al netto ed al lordo delle imposte [cent. ℓ/m^3]⁵⁴.

Fascia di consumo annuo 10³Sm³	<	26	26-	263	263-	2.627	2.627-	26.268	26.268-	105.072
Prezzi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi	Netti	Lordi
cent.€/m³	47,19	69,84	37,69	52,9	28,74	34,4	24,95	27,5	23,72	25,75

Come da Tabella 27 si ottiene:

- Prezzo al netto delle imposte $0.2874 \notin /Sm^3$
- Prezzo al lordo delle imposte 0.344 €/Sm³

Al lordo delle imposte si ha un totale di spesa di 0.344 €/(Sm^3) · 1.176.000 Sm^3 = 404.500 €/anno

Si evince quindi come l'utilizzo di un cogeneratore comporti una spesa di **404.500** €/anno a fronte di una spesa di 641.900 €/anno dall'acquisto di energia elettrica. Per il cogeneratore in esame si può

⁵² Fonte: https://www.arera.it/it/dati/eepcfr2.htm; ultimo accesso 21/09/2018

⁵³ Fonte: http://www.enerblu-cogeneration.com/product_models/314-rec2-500-g.pdf; ultimo accesso 21/09/2018

⁵⁴ Fonte: https://www.arera.it/it/dati/gpcfr2.htm; ultimo accesso 21/09/2018

ragionevolmente ipotizzare un costo di 300.000 € che comporta un tempo di ritorno dell'investimento inferiore ai due anni.

Tabella 28: Costo materie prime.

Risorse	Quantità ton/anno	Costo E/ton	Resa metanigena m³/ton tal quale	Costo unitario Metano E/Sm³	$\begin{array}{c} \textbf{Metano} \\ \textbf{Prodotto} \\ Sm^3 \end{array}$	Costo E
Siero di latte	13.000	4	42	0,095 €	546.000	52.000 €
Letame bovino	9.200	4	25	0,160€	230.000	36.800 €
Liquame bovino	22.000	4	27	0,148 €	594.000	88.000 €
Scarti di frutta	370	25	30,5	0,820€	11.285	9.250 €
Insilato di sorgo	7.000	38	50	0,760€	350.000	266.000 €
Insilato di triticale	8.000	38	33	1,152 €	264.000	304.000 €
Scarto di cereali	1.650	100	293	0,341 €	483.450	165.000 €
Tutoli	2.000	60	151	0,397 €	302.000	120.000 €
TOTALE						1.041.050 €

Per quanto riguarda i costi della gestione manutenzione ordinaria dell'impianto faremo riferimento ad una analisi condotta dal Dipartimento di Scienze Agrarie dell'Università di Bologna (A. Ragazzoni, Marzo 2013) che identifica:

• 0,015 €/kWh Costo di gestione e manutenzione di un impianto di potenza elevata (>1 MW)

Conseguentemente per l'impianto in oggetto, che ha una potenza equivalente di 1.3 MW_{el} ed un funzionamento stimato in 8.400 h/anno si ottiene:

$$8.400 \frac{h}{anno} \cdot 1.300 \ kW \cdot 0.015 \frac{\epsilon}{kWh} = 163.800 \ \epsilon/anno$$
 manutenzione ordinaria

Tabella 29: Spese operative di gestione dell'impianto.

OPEX IMPIANTO	Min	Max
Materie prime	1.000.000 €	1.050.000 €
Costi energia elettrica	400.000 €	450.000 €
Manutenzione ordinaria	164.0	000€
TOTALE	1.564.000 €	1.714.000 €

3. Fonti di finanziamento

Facendo riferimento alla Tabella 23 consideriamo cautelativamente un costo di realizzazione dell'impianto di 6.300.000 €. Ipotizziamo che di questi 1.300.000 € vengano dal capitale privato dell'azienda, i restanti 5.000.000 € finanziati da prestiti BEI (*European Investment Bank*), per una durata del mutuo di 15 anni e ad un saggio di interesse del 6,50 %.

Determiniamo la rata annuale del mutuo secondo la: $\frac{rq^n}{q^n-1} \cdot Importo \ del \ mutuo$; in cui:

- n = numero degli anni = 15;
- $r = saggio\ di\ interesse = 6.5\ \%;$
- q = 1 + r

Si ottiene una rata annuale pari a **531.760** €.

4. Ricavi

I ricavi dell'impianto sono dati da:

- Ritiro da parte del GSE del biometano immesso nelle reti con obbligo di connessione a terzi;
- Riconoscimento del valore dei CIC da biometano e delle maggiorazioni per l'impianto di liquefazione pertinente realizzato.
- Vendita della CO₂ liquida.

Per il ricavo derivante dal ritiro da parte del GSE del biometano si è fatto riferimento al valore indicato dal GME per il mese di giugno 2018⁵⁵, ipotizzato costante per il ciclo di vita dell'impianto, e pari a **22.84** €/**MWh**.

Si ottiene:

$$330 \frac{Sm^3}{h} \cdot 8400 \frac{h}{anno} \cdot 0.008111 \frac{Gcal}{Sm^3} = 22.484 \frac{Gcal}{anno}$$

$$22.484 \frac{Gcal}{anno} \cdot 22,84 \frac{\notin}{MWh} \cdot \frac{3600}{4184} \frac{MWh}{Gcal} = 596.850 \text{ } \text{ℓ/anno}$$

Come visto a pagina 67 si otterrà il rilascio di 375 CIC mensili da biometano avanzato (5 Gcal) per un corrispettivo annuale di $1.687.500 \, \epsilon$, oltre alle maggiorazioni per l'impianto di liquefazione del valore di $337.500 \, \epsilon$ per i primi anni, fino al raggiungimento del valore massimo di $1.200.000 \, \epsilon$.

Per quanto riguarda la vendita della CO₂ liquida, questo è un mercato ancora inesplorato nel settore e non si hanno indicazioni in letteratura; in questa analisi si è ipotizzato un ricavo di **80.000** €/anno che presuppone un prezzo di vendita medio di circa 20 €/ton CO₂¹ (anidride carbonica pari al 38 % vol nel biogas, densità pari a 1.9763 kg/Sm3⁵⁶, produzione oraria 650 Sm³/h di biogas).

74

⁵⁵Fonte:http://www.mercatoelettrico.org/en/MenuBiblioteca/Documenti/20180703Prezzomedioart6c1letteraDM02032018 <u>Giugno2018.pdf</u>; ultimo accesso 18/09/2018

⁵⁶ Fonte: https://encyclopedia.airliquide.com/carbon-dioxide?GasID=26; ultimo accesso 18/09/2018

5. Flussi di cassa ed indicatori dell'investimento

Tabella 30: Flussi di cassa in k€/anno.

				2 000 000000	01 2 111001 01						
Anno			0	1	2	3	4	5	6	7	8
Costo manute	enzione			164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0
Costo materio	e prime			1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0
Costo energio	a elettrica			450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0
Totale Costi				1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0
Vendita biom	etano			596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9
Vendita CO2				80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0
CIC				1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5
CIC_{liq}				337,5	337,5	525,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Totale Ricavi	i			2701,9	2701,9	2889,4	2364,4	2364,4	2364,4	2364,4	2364,4
Flusso di cas	sa operativ	o		1037,9	1037,9	1225,4	700,4	700,4	700,4	700,4	700,4
Costi finanzio	ari		1300	531,8	531,8	531,8	531,8	531,8	531,8	531,8	531,8
Flusso di cas	sa netto		-1300	506,1	506,1	693,6	168,6	168,6	168,6	168,6	168,6
Flusso di cas	sa cumulate	9	-1300	-793,9	-287,8	405,8	574,4	743,0	911,5	1080,1	1248,7
Flusso di cas	sa netto att.		-1300	482,0	459,0	599,1	138,7	132,1	125,8	119,8	114,1
Flusso di cas	sa cumulate	o att.	-1300	-818,0	-359,0	240,2	378,9	511,0	636,8	756,6	870,7
9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0	164,0
1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0	1050,0
450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0	450,0
1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0	1664,0
596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9	596,9
80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0
1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5	1687,5
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

Si definisce il Valore Attuale Netto finanziario VAN (Net Present Value NPV) come (Fondi strutturali, 2003):

2364,4

700,4

531,8

168,6

2260,3

85,1

1449,9

2364,4

700,4

531,8

168,6

2428,9

81.1

1531,0

$$VAN(S) = \sum_{t=0}^{n} a_t S_t = \frac{S_0}{(1+i)^0} + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \dots + \frac{S_n}{(1+i)^n}$$

2364,4

700,4

0,0

700,4

3129,2

320,8

1851,8

2364,4

700,4

0,0

700,4

3829,6

305,6

2157,4

2364,4

700,4

0,0

700,4

4529,9

291,0

2448,4

2364,4

700,4

0,0

700,4

5230,3

277,2

2725,5

2364,4

700,4

0,0

700,4 5930,6

264,0

2989,5

Dove:

2364,4

700,4

531,8

168,6

1417,3

108,7

979,4

2364,4

700,4

531,8

168,6

1585,9

103,5

1082,9

2364,4

700,4

531,8

168,6

1754,5

98,6

1181,4

2364,4

700,4

531,8

168,6

1923,1

93,9

1275,3

2364,4

700,4

531,8

168,6

2091,7

89,4

1364,7

- S_n è il saldo dei flussi di cassa netti al tempo n;
- a_t è il fattore di sconto finanziario scelto per l'attualizzazione.

Il VAN esprime la misura della creazione di valore conseguente all'effettuazione dell'investimento, se esso risulta > 0 significa che esso genera dei benefici netti ed è conveniente investire.

Il tasso di attualizzazione scelto per la seguente analisi è del 5 %; dalla letteratura e dalla pratica internazionale esso risulta come un valore di soglia standard.

Si ottiene:
$$VAN = 2.989.500$$
 €

Si definisce il Tasso di Rendimento Interno finanziario TIR come quel tasso di interesse che rende nullo il valore attuale netto dell'investimento, vale a dire il tasso di interesse che verifica la seguente equazione:

$$VAN(S) = \sum_{t=0}^{n} \frac{S_t}{(1 + TIR)^t} = 0$$

Il tasso di rendimento interno rappresenta il principale indicatore di redditività ed esprime l'interesse al quale l'operazione remunera la somma investita. In particolare esso va confrontato con il costo delle risorse finanziare e solo nel caso in cui questo sia superiore è conveniente investire.

$$TIR = 29 \%$$

Il TIR è un indicatore della propensione al rischio dell'imprenditore, infatti tanto più sarà elevato il rischio dell'investimento tanto più il TIR deve essere elevato. L'impianto oggetto dell'elaborato può essere considerato come un impianto con rischio medio-elevato, infatti si approvvigiona prevalentemente di biomasse provenienti dal mercato e quindi soggette a variazioni repentine di prezzo. Nonostante quest'ultima considerazione si ha che l'impianto risulta avere in questa analisi una elevata redditività con un TIR pari al 29% il che lo rende conveniente

Un ulteriore metodo di valutazione consiste nel calcolare il numero minimo di anni necessari a ricoprire l'investimento iniziale, denominato tempo di recupero o pay-back. In questo caso non si sta più valutando quanto l'investimento farà guadagnare ma quanto velocemente rientra il capitale investito. Naturalmente, più i tempi di recupero sono lunghi maggiormente l'investimento è rischioso. Per il caso in esame si ottiene, come da Tabella 30: $PBP = 3 \ anni$

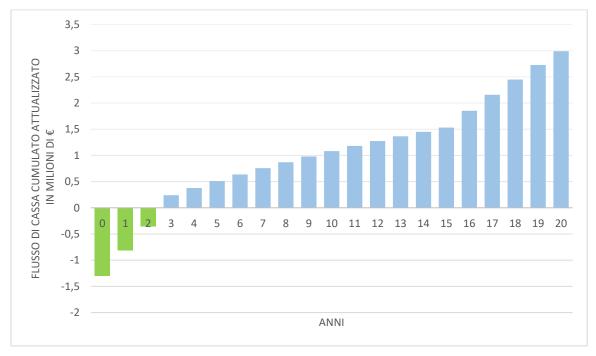


Figura 41: Flusso di cassa cumulato attualizzato in milioni di €.

ANALISI DEGLI ELEMENTI D'IMPATTO AMBIENTALE E MISURE COMPENSATIVE

La valutazione dell'impatto ambientale è di fondamentale importanza per la realizzazione di un'opera, occorre analizzare gli effetti che essa avrà sull'ambiente dalla realizzazione all'esercizio e ridurre al minimo gli impatti negativi.

1. Emissioni di inquinanti

Nella tabella seguente sono elencate le emissioni in atmosfera prodotte dall'impianto e le modalità con le quali esse avvengono.

	Nr. Punti di emissione	Tipologia	Modalità	Causa
Torcia d'emergenza	1	Fumi da combustione	Occasionale	Superamento della pressione massima di esercizio dell'impianto
Valvola di sovrappressione (fermentatori)	4	Biogas	Rara	Superamento della pressione massima di esercizio all'interno dei fermentatori ed in caso di malfunzionamento della torcia
Boil off (serbatoio di anidride carbonica)	2	CO_2	Occasionale	Formazione di vapori di CO ₂ durante l'upgrading criogenico
Valvole di sicurezza	1	CH ₄	Rara	Superamento della pressione massima di esercizio del gruppo di upgrading
Gruppo di cogenerazione	1	Fumi da combustione	Frequente	Combustione di metano per la produzione di energia elettrica
Gruppo elettrogeno di emergenza	1	Fumi da combustione	Rarissima	In assenza della rete elettrica

Tabella 31: Emissioni inquinanti, tipologia, modalità e causa.

2. Emissioni odorose

Le emissioni odorose costituiscono uno dei fattori di maggior rilievo nell'analisi degli elementi d'impatto ambientale. Esse sono dovute in una prima fase al trasporto ed immissione nell'impianto dei liquami e letami e successivamente l'instaurarsi del metabolismo anaerobico comporta la produzione di sostanza inorganiche odorose. In particolare le principali fonti di odori sono:

- Sostanze organiche volatili emesse nella fase di stoccaggio dei substrati in attesa dell'immissione nell'impianto;
- Sostanze organiche volatili originate durante le fasi di digestione.

Per la loro riduzione ed abbattimento occorre effettuare una attenta strategia di gestione:

- Una corretta gestione delle materie prime in entrata, tale da evitare stoccaggi prolungati e prevenire fenomeni di anaerobiosi nella biomassa;
- Una corretta gestione dei parametri di processo quali temperatura, umidità e tempi di residenza;
- Ambienti di processo, quali i digestori, completamente chiusi e con aspirazione forzata;
- Trattamento dell'aria esausta tramite l'adsorbimento con carboni attivi.

3. Rumore

Le sorgenti rumorose continue saranno:

- Il compressore alternativo presente nella sezione di raffinazione del biometano, salvo malfunzionamenti esso lavora 24 h/giorno. Il compressore è racchiuso, insieme a tutti gli elementi costituenti, all'interno di un container con caratteristiche fonoisolanti.
- Il gruppo di cogenerazione che salvo malfunzionamenti lavora anch'esso 24 h/giorno. Il motore, insieme a tutti gli elementi costituenti il generatore, è racchiuso in un container fonoisolante. Quest'ultimo è formato da pannelli tipo sandwich con lamiera forata all'interno e lamiera cieca sul lato esterno. Inoltre il sistema dei gas di scarico è silenziato con lana minerale che garantisce un'emissione sonora non superiore ai 65 dB ad una distanza di 7 metri.

I macchinari installati (agitatori, pompe, ecc..) hanno un funzionamento saltuario e concentrato principalmente nelle ore diurne, oltre ad essere collocati in appositi vani tecnici per ridurne le emissioni sonore.

4. Inserimento paesaggistico

Al fine di favorire l'inserimento paesaggistico dell'impianto in oggetto, occultandone parzialmente le strutture, lungo il perimetro dell'area interessata verrà realizzata una quinta perimetrale di arbusti. La quinta verde perimetrale dovrà, oltre a costituire una barriera fra il sito ed il territorio circostante, inserirsi nel tessuto ambientale e paesaggistico della zona.

In particolare è prevista la messa a dimora di noccioli, alberi da frutto appartenenti alla famiglia delle Betulaceae, e caratterizzati da un'altezza che può arrivare fino a 7-8 m e da un fogliame denso a partire dalla parte basale.



Figura 42: Prospetto est dell'impianto.

Conclusioni

Energia rinnovabile

Il principale beneficio derivante dalla realizzazione dell'impianto oggetto della tesi, e di tutti gli impianti che valorizzano le biomasse, è la produzione di energia rinnovabile.

Riduzione emissioni inquinanti

Questo aspetto si ripercuote non solo nella riduzione della dipendenza da combustibili fossili, ma anche nella riduzione dell'emissione di inquinanti ad essi strettamente collegati. Infatti la combustione del carbone e del petrolio e i suoi derivati genera l'emissione in atmosfera di anidride carbonica che miliardi di anni fa era stata immagazzinata da vegetali e animali, e che contribuisce ad aumentare la concentrazione di gas serra; oltre naturalmente all'emissioni di ulteriori molteplici inquinanti quali ossidi di azoto e di zolfo, micropolveri, e quant'altro. Occorre sottolineare che anche la combustione delle biomasse, del biogas, o del biometano che sia, generano emissioni inquinanti, tuttavia queste risultano meno pericolose rispetto a quelle generate dalle fonti fossili (Raffaella Gelletti, 2006), ed inoltre portano ad un ciclo ad emissione zero di CO₂. Avere un ciclo ad emissione zero di CO₂ significa che le emissioni di CO₂ sono pari a quelle che il vegetale o l'animale ha assorbito. Naturalmente però questo ciclo si chiude solo se l'impiego

Ciclo ad emissione zero di CO₂

> 330 Nm₃/h di biometano

Recupero di LCO2

Digestato come fertilizzante

Migliorie igienico-sanitarie

Benefici economici

L'impianto in questione permetterà la produzione di 330 Nm³/h per un totale di 2.772.000 Nm³/anno di biometano che verrà liquefatto e destinato all'autotrazione. Inoltre la tecnologia di upgrading adottata permetterà il recupero di LCO₂ per un totale di 4000 ton/anno che potranno essere utilizzate nell'industria alimentare, per l'agricoltura o in qualunque altra applicazione.

della biomassa non supera la sua capacità di ricrescita.

Inoltre la digestione delle biomasse evita che queste si decompongano liberamente rilasciando metano e anidride carbonica nell'aria e produce del digestato ricco di nutrienti quali potassio, fosforo, azoto che lo rendono un eccellente fertilizzante. L'utilizzo del digestato porta altresì migliorie sul fronte igienico-sanitario in quanto quest'ultimo presenta valori di carica batterica inferiori rispetto agli effluenti zootecnici non trattati.

Infine l'impiego delle biomasse permette al mondo agricolo di trovare una nuova opportunità di reddito. L'azienda agricola alla base di questo progetto e titolare di altri due impianti per la produzione e valorizzazione del biogas è l'esempio del nuovo agricoltore-imprenditore capace di cogliere profitto da quello che altrimenti sarebbe materiale di scarto. Dall'analisi economica svolta al Capitolo 6 si è ricavato un tasso interno di rendimento pari al 29%.

Con questo elaborato ci si auspica di incentivare tutti gli agricoltori a fare altrettanto in quanto il biogas non è solo utile all'ambiente e al sistema energetico, ma è indispensabile al rilancio della competitività delle aziende agricole italiane.

BIBLIOGRAFIA

A. Petterson, A. Wellinger. Biogas upgrading technologies - developments and innovation.

A. Ragazzoni, (Dipartimento di Scienze Agrarie - Università di Bologna), Marzo 2013. "Analisi della redditività degli impianti per la produzione di biogas alla luce delle nuove tariffe incentivanti". Ravenna : s.n., Marzo 2013.

Andrea Bordoni, Emilio Romagnoli, et al. La filiera del biogas.

Anna Maria Saracco, Massimiliano Antonini. 9 Gennaio 2014. "Dal biogas al biometano, un'opportunità per l'agricoltura". Torino : Accademia di agricoltura torino, 9 Gennaio 2014.

Antonio Panvini, Comitato Termotecnico Italiano. Biometano - produzione, utilizzo, aspetti economici e ambientali.

Arthur Wellinger, Jerry Murphy, David Baxter. The biogas handbook - Science, production and applications.

Bah H, Zhang W, Wu S, Qi D, Kizito S, Dong R. 2014. Evaluation of batch anaerobic co-digestion of palm pressed fiber and cattle manure under mesophilic conditions. . *Waste Management*. 2014, p. 34:1984–91.

Benjamin Berg, Cryo Pur. 2017. Efficient liquid biomethane production with cryogenic upgrading. 2017.

Bickel, H.et al. 1995. Natura Themenband Stoffwechsel. Klett – Verlag Stuttgart. 1995.

Brendeløkken, Hanne Wasmuth. 2016. Upgrading Technologies for Biogas Production Plants, Overview and life cycle cost analysis of available technologies. 2016.

Centro RIcerche Produzioni Animali, CRPA SpA. Giugno 2009. Studio di fattibilità della filiera del biometano ed effluenti zootecnici e/o da discarica per autotrazione/immissione in rete. Reggio Emilia : s.n., Giugno 2009.

C-f Liu, X-z Yuan, G-m Zeng, W-w Li, Li J. 2008. Prediction of methane yield at optimum pH for anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. s.l.: Bioresour Technol, 2008, p. 99:882–8.

Cheng X-Y, Zhong C. 2014. Effects of feed to inoculum ratio, co-digestion, and pretreatment on biogas production from anaerobic digestion of cotton stalk. *Energy Fuels*. 2014, p. 28:3157–66.

Christian Curlisi, Direttore Consorzio Italiano Biogas. 11 Ottobre 2017. Smart Molbility World. Torino: s.n., 11 Ottobre 2017.

Chunlan Mao, Yongzhong Feng, Xiaojiao Wang, Guangxin Ren. Review on research achievements of biogas from an aerobic digestion.

Chynoweth, DP, et al. 1993. Biochemical Methane. 1993.

CIB, Consorzio Italiano Biogas. Dicembre 2012. Il biogas che fa bene al paese. Dicembre 2012.

CIB, et al. Piattaforma Biometano, Documento programmatico.

CRPA SpA, Centro Ricerche Produzioni Animali. 2008. Biogas: l'analisi di fattibilità tecnico-economica. 2008. ISSN 0393-5094.

- D. Banzato (Centro interdipartimentale Giorgio Levi Cases, Dipartimento di Ingegneria Civile Edile ed Ambientale Università degli studi di Padova). Novembre 2016. "Analisi economica degli impianti di digestione anaerobica". Seminario "Dal biogas al biometano: un nuovo capitolo per le energie rinnovabili". Padova: s.n., Novembre 2016.
- **D. Deublein, A. Steinhauser. 2011.** *Biogas from Waste and Renewable Resources. 2nd Ed.* s.l.: D. Deublein and A. Steinhauser, 2011.

David Wilken, et al. September 2017. *Biogas to biomethane.* Freising · Germany : Fachverband Biogas e. V., September 2017. ISSn 2510-487X.

DECRETO LEGISLATIVO 3 marzo 2011, n. 28. Attuazione della direttiva 2009/28/CE sulla promozione dell'uso dell'energia da fonti rinnovabili, recante modifica e successiva abrogazione delle direttive 2001/77/CE e 2003/30/CE.

Deremince, B. and Königsberger, S. December 2017. Statistical Report of the European Biogas Association 2017. Brussels, Belgium: s.n., December 2017.

EBA European Blogas Association. Biomethane in Transport.

EBA, European Biogas Association. DIgestate Factsheet: the value of organic fertilisers for Europe's economy, society and environment.

ENEA. 2016. Analisi trimestrale del sistema energetico italiano III. 2016.

F. Malpei, R. Canziani. 2011. Criteri di dimensionamento e tipologie di impianti per la produzione di biogas. 2011.

Fondi strutturali, Fondo di Coesione e ISPA. 2003. Guida all'analisi costi-benefici dei progetti di investimento. 2003.

Ford, Simon. Advances in Biogas. s.l.: Pira International Ltd.

Giuseppe Fedele, Federmetano. 2017. La commercializzazione del BioMetano: Cessione e Vendita diretta. Napoli : s.n., 2017.

Gruppo Asja. Relazione tecnica generale, Impianto di produzione di biometano alimentato dal biogas ottenuto dalla digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi urbani a valle della raccolta differenziata (FOU) e di produzione di fertilizzanti... Foligno: s.n.

GSE. 2018. Procedure Applicative DM 2 marzo 2018. 2018.

Hagos K, Zong J, Li D, Liu C, Lu X. 2016. Anaerobic co-digestion process for biogas production: Progress, challenges and perspectives. *Renew Sustain Energy Rev* 2016. 2016.

I fattori che rendono ottimale la razione per il digestore. L'informatore agrario. 2008. 2008, Vol. Supplemento a L'Informatore Agrario n. 40.

Inc., Metcalf E. 2003. Wastewater engineering, treatment and reuse. . New York : McGraw-Hill, 2003.

Johansson, Nina. 2008. Production of liquid biogas, LBG, with cryogenic and conventional upgrading technology. Examensarbete ,Institutionen för Teknik och Samhälle : s.n., 2008.

Kadlec RH, Wallace S. 2008. Treatment wetlands. . Boca Raton, Florida: CRC press: s.n., 2008.

Kerstin Hoyer, Christian Hulteberg, Mattias Svensson, Josefina Jernberg And Øyvind Nørregård. 2016. Biogas upgrading - Technical Review. s.l.: Energiforsk, 2016. ISBN 978-91-7673-275-5.

Kim JK, Oh BR, Chun YN, Kim SW. 2006. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste. s.l.: J Biosci Bioeng, 2006, p. 102:328–32.

Kumar, Sunil. Biogas.

La valutazione degli investimenti attivi. Carlino, Giuseppa. Vol. Finanza Aziendale.

Linee guida per realizzare impianti per la produzione di biogas/biometano "fatti bene". C. Rossi, I. Bientinesi. 2016. s.l.: ISAAC, Increasing Social Awareness and Acceptance of Biogas and Biomethane, 2016.

Lorenzo Maggioni, Carlo Pieroni. 2018. Biometano liquefatto nel trasporto pesante. *Biogas Informa* . 2018, 24.

Margarita Andreas Dareioti, Michael Kornaros. Anaerobic mesophilic co-digestion of ensiled sorghum, cheese whey and liquid cow manure in a two-stage CSTR system: Effect of hydraulic retention time.

Ministero dello sviluppo economico. Decreto 2 marzo 2018. Promozione dell'uso del biometano e degli altri biocarburanti avanzati nel settore dei trasporti.

Nagao, N., Tajima, N., Niwa, C., Kurosawa, N., Matsuama, T., .. Toda, T. 2012. Maximum organic loading rate for the single-stage wet anaerobic digestion of food waste. 2012.

Pontina Ambiente S.r.l. Dicembre 2015. Relazione tecnica. Azienda agricola a ciclo virtuoso con annesso impianto di compostaggio con produzione e riutilizzo di energia termoelettrica e biometano a servizio della città di Roma. Dicembre 2015.

Prof. Franco Cecchi, Prof. Paolo Battistoni, Prof Paolo Pavan, Dr. David Bolzonella, D.ssa Laura Innocenti. 2005. Digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi. s.l.: APAT, 2005. Vol. Manuali e linee guida.

Quanguo Zhang, Jianjun Hu, Duu-Jong Lee. Biogas from anaerobic digestion processes: Research updates.

R., Riffat. 2012. Fundamentals of wastewater treatment and engineering. Boca Raton, Florida: CRC Press, 2012.

Raffaella Gelletti, et al. 2006. Energia dalle biomasse - Le tecnologie, i vantaggi per i processi produttivi, i valori economici e ambientali. 2006.

Regione del Veneto. *Progetto biogas, Mappatura regionale della biomassa e degli impianti Biogas.* Giulia Ruol, Massimo Zoppelletto, Elena Fabbro, et al..

Regione Lombardia. La digestione anaerobica di rifiuti e biomasse: rassegna delle potenzialità specifiche di produzione di biogas.

Sanchez E, Borja R, Travieso L, Martin A, Colmenarejo M. 2005 e 96:335–44. 2005. Effect of organic loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary upflow anaerobic sludge bed reactor treating piggery waste. . *Bioresour Technology*. 2005, p. 96:335-44.

Schulz, H. 1996. Biogas. [aut. libro] Ö kobuch Praxis. 1996.

Sergio Piccinini, Claudio Fabbri. Le tecnologie per la purificazione del biogas: costi e possibilità.

SGC, Svenskt Gastekniskt Center AB. 2012. Biogas upgrading – Review of commercial technologies. Malmö: s.n., 2012.

SNAM RETE GAS. Codice di rete SNAM RETE GAS.

Soheil A. Neshat, Maedeh Mohammadi, Ghasem D. Najafpour, Pooya Lahijani. Anaerobic co-digestion of animal manures and lignocellulosic residues as a potent approach for sustainable biogas production.

Soluzioni per il Biogas, Innovazioni per un'energia sostenibile. Air Liquide. Novembre 2016. Novembre 2016.

Tasneem Abbasi, S. M. Tauseef, S. A. Abbasi. Biogas Energy. s.l.: Springer.

Valorizzazione Energetica del Biogas. ENAMA, Ente Nazionale per la Meccanizzazione Agricola.

Vienna University Of Technology (Austria), Maggio 2012. Dal biogas al biometano tecnologie di upgrading. Maggio 2012.

Vincenzo Gerardi, ENEA. Dal biogas al biometano: tecnologie, costi e nuovi progetti.

Wei ß, D., Brückner, C. 2008. Aufarbeitung landwirtschaftlicher Biomasse für den Verg ä rungsprozess, Schriftenreihe der Sächsischen Landesan-stalt für Landwirtschaft . 2008.

RINGRAZIAMENTI

Voglio innanzitutto ringraziare la Micropower, non un'azienda ma un gruppo di amici che lavorano all'unisono, l'Ing. Donato Stabile maestro nel lavoro e nel comportamento, l'Ing. Rino Maisano caro collega, tanto simpatico quanto in gamba, ed infine l'Ing. Marco Sarteur per l'opportunità concessami e fonte di ispirazione a fare sempre di più. Un grosso ringraziamento va ai Prof. Silvia Fiore e Vittorio Verda, i quali hanno saputo darmi consigli ed aiutarmi nella stesura di questo elaborato. Ci tengo a ringraziare tutti gli amici e coloro i quali mi sono stati vicini in questo percorso, i ragazzi e compagni di vita del Collegio Einaudi ed Emilio e Rossella genitori di questa grande famiglia che è il collegio.

Infine il più grande ringraziamento va ai miei genitori, i loro sacrifici mi hanno condotto fin qui, ed è grazie a loro ciò che sono adesso, alla mia ragazza che da lontano ha saputo starmi vicina, alla mia piccola sorellina che ormai tanto più piccola non è, a mio fratello, ed infine un grazie va a mio nonno...

Ad maiora