

L'Estensore:

dott. ing. Ruggero Rigoni

iscritto al n. 1023
dell'Ordine degli Ingegneri di Vicenza



Collaborazione tecnica:

dott. ing. Gianluca Antonio Rigoni

iscritto al n. 3483
dell'Ordine degli Ingegneri di Vicenza



Il Proponente:

AF BIOENERGIE s.r.l.
Via G.A. Longhin, 121
35129 PADOVA
P.IVA 05157610287

**Provincia di Vicenza
Comune di Barbarano Mossano**

A.F. BIOENERGIE s.r.l.

C.F. e P.IVA n. 05157610287

Sede legale: Via G.A. Longhin, n. 121 - 35129 PADOVA

Sito impianto: Viale del lavoro (Z.I.) - 36048 BARBARANO MOSSANO

PEC: afbioenergiesrl@legalmail.it

VERIFICA DI ASSOGGETTABILITÀ (A V.I.A.)

(art. 19 D.Lgs. 152/06 e ss.mm.ii.)

del progetto di

**UN'ATTIVITÀ DI RECUPERO RIFIUTI NON
PERICOLOSI DELLA FILIERA ALIMENTARE PER
LA PRODUZIONE DI BIOMETANO AVANZATO
ED ANIDRIDE CARBONICA**

nell'impianto sito in

Viale del Lavoro in Comune di Barbarano Mossano

Provincia di Vicenza

PROGETTO PRELIMINARE

**Relazione tecnica
descrittiva**

A1

elaborato:

PP

Febbraio 2021

data:

STUDIO DI INGEGNERIA AMBIENTALE ING. RUGGERO RIGONI

Via Divisione Folgore, n. 36 - 36100 VICENZA

Tel.: 0444.927477 - email: rigoni@ordine.ingegneri.vi.it

Verifica di assoggettabilità (a V.I.A.)

(art. 19 D.Lgs. 152/06 e ss.mm.ii.)

del progetto di
un'attività di recupero rifiuti non pericolosi della filiera alimentare
per la produzione di biometano avanzato ed anidride carbonica
della ditta A.F. Bioenergie s.r.l.

nell'impianto sito in

**Comune di Barbarano Mossano
Provincia di Vicenza**

PROGETTO PRELIMINARE

- INDICE -

0. PREMESSA	1
1. I PROCESSI DI DIGESTIONE ANAEROBICA E DI UPGRADING DEL BIOGAS E I RELATIVI PRODOTTI.....	5
1.1 LA DIGESTIONE ANAEROBICA PER LA PRODUZIONE DI BIOGAS	5
1.1.1 Le fasi del processo di digestione anaerobica	5
1.1.2 Parametri del processo di digestione anaerobica	8
1.1.2.1 Parametri di gestione del reattore (digestore)	8
1.1.2.2 Parametri di stabilità del processo	9
1.1.3 Le tecniche di digestione anaerobica	10
1.1.4 La produzione di biogas	12
1.2 LA PURIFICAZIONE E L'UPGRADING DEL BIOGAS	13
1.2.1 I processi di pretrattamento (purificazione) del biogas	14
1.2.2 Biogas upgrading	14
1.2.2.1 Adsorbimento a pressione oscillante (PSA)	15
1.2.2.2 Scrubbing	15
1.2.2.3 Separazione tramite membrane	16
1.2.2.4 Separazione criogenica	18
1.3 I PRODOTTI OTTENUTI	19
1.3.1 Il biometano avanzato	19
1.3.1.1 Il quadro normativo e gli incentivi per la produzione di biometano	20
1.3.2 L'anidride carbonica liquida per uso alimentare	21
1.4 IL DIGESTATO E IL SUO TRATTAMENTO	22
2. DATI GENERALI	25
3. INQUADRAMENTO DEL SITO DELL'IMPIANTO	26
4. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO	28
4.1 COMPARTO DI DIGESTIONE ANAEROBICA	31
4.1.1 Accumulo ed omogeneizzazione delle matrici/rifiuti organici liquidi di alimentazione	32
4.1.2 Digestione anaerobica	33

4.2	COMPARTO DI PURIFICAZIONE E DI UPGRADING DEL BIOGAS E CONSEGNA DEL BIOMETANO	36
4.2.1	Desolforazione del biogas	36
4.2.2	Upgrading del biogas	40
4.2.3	Compressione del biometano e connessione alla rete di trasporto	42
4.3	LIQUEFAZIONE DELL'ANIDRIDE CARBONICA	44
4.4	TRATTAMENTO DEL DIGESTATO	46
4.4.1	Trattamento della frazione liquida del digestato	47
4.4.1.1	Comparto di pre-defosfatizzazione	48
4.4.1.2	Comparto di trattamento biologico aerobico	49
4.4.2	Trattamento della frazione fangosa del digestato	54
4.5	COGENERAZIONE (DI ENERGIA ELETTRICA ED ENERGIA TERMICA)	56
4.6	PRODUZIONE DI ENERGIA TERMICA SUPPLEMENTARE (GENERATORE DI ACQUA CALDA)	58
4.7	TORCIA DI EMERGENZA	60
4.8	INVOLUCRI EDILIZI	62
4.8.1	Capannone magazzino e uffici-servizi	62
4.8.2	Capannone "upgrading"	63
4.8.3	Tettoia "flottatori"	63
4.8.4	Locale "stoccaggio-dosaggio reattivi"	64
4.9	RETI DI SCARICO. MANUFATTI DI CAPTAZIONE, RACCOLTA E REGIMENTAZIONE ACQUE METEORICHE	65
4.10	OPERE/APPRESTAMENTI DI INSERIMENTO E MITIGAZIONE AMBIENTALE-PAESAGGISTICA	69
5.	PREVENZIONE DEI RISCHI PER L'AMBIENTE ESTERNO E PER L'AMBIENTE DI LAVORO	71

ALLEGATI:

- Allegato A1.1:** Provvedimento Unico dello SUAP di Barbarano Mossano PAS N. 7339 del 21/02/2020 e pareri (sub-allegati) dei diversi Enti interessati dallo SUAP.
- Allegato A1.2:** Raccolta dei pareri dei diversi Enti richiesti dalla Regione del Veneto nell'ambito dell'istruttoria per il rilascio dell'Autorizzazione Unica ex art. 12 D.Lgs. N. 387/2003.
- Allegato A1.3:** Descrizione processo impianto upgrading biogas.
- Allegato A1.4:** Descrizione processo recupero CO₂.
- Allegato A1.5:** Relazioni di compatibilità idraulica.
- Allegato A1.6:** Relazione tecnica-idraulica.
- Allegato A1.7:** Comunicazione di nulla osta idraulico per lo scarico nello Scolo Busa.
- Allegato A1.8:** Determina Provincia di Vicenza n. 44 del 19/01/2021: autorizzazione realizzazione ed esercizio impianto di trattamento della frazione liquida del digestato.

0. PREMESSA

A.F. Bioenergie s.r.l. nasce da un'iniziativa sinergica di tre partner:

- la Tobaldo s.r.l. che svolge attività di trasformazione di prodotti e sottoprodotti soprattutto caseari (raccolti nel Triveneto, nella Lombardia orientale ed in Emilia dalla omonima azienda di trasporti), provvedendo in particolare alla lavorazione del siero alimentare, concentrandolo e/o separando sieroproteina;
- la Legnaro Carburanti, socio di A.F. Petroli (entrambi importanti players veneti nella distribuzione di carburanti per l'autotrasporto e, tra questi, anche di metano liquido e gassoso), interessata all'autoproduzione e distribuzione di biometano e alla commercializzazione dei Certificati di Immissione al Consumo (C.I.C.) di biocarburanti;
- la AIR LIQUIDE, il maggiore player mondiale nel settore dei gas tecnici, interessata alla commercializzazione di Anidride Carbonica "green" nel mercato alimentare;

con l'obiettivo di costruire e gestire un impianto di recupero di scarti della filiera "alimentare" per produrre biometano avanzato per gli autotrasporti (da immettere nella rete SNAM) e anidride carbonica liquida per uso alimentare.

Fin dalla primavera del 2019 A.F. Bioenergie s.r.l. (di seguito brevemente A.F. Bioenergie) ha avviato l'iter progettuale e successivamente l'iter amministrativo della Procedura Abilitativa Semplificata (PAS) per la realizzazione di un impianto di produzione di 500 Smc/h di biometano avanzato per autotrasporti, a partire da sottoprodotti agroindustriali, tramite lo SUAP del Comune di Barbarano Mossano in cui è stato individuato il sito di impianto, ottenendo il titolo autorizzativo richiesto con provvedimento unico (dello SUAP) PAS N. 7339 del 21/02/2020 (riprodotto in Allegato A1.1). Detto "provvedimento unico", per la *realizzazione di un impianto di produzione di biometano avanzato per autotrasporti da 500 Smc/h alimentato da sottoprodotti agroindustriali con immissione nella rete gas della SNAM e annesso impianto di recupero di CO₂*, è stato rilasciato a seguito dell'acquisizione di:

- parere di conformità alla normativa e ai criteri tecnici di prevenzione incendi dei VVF di Vicenza n. 16159 del 27/08/2019 (ricompreso in Allegato A1.1);

- autorizzazione paesaggistica del 05/11/2019, previo parere favorevole della Soprintendenza interprovinciale prot. n. 26270 del 31/10/2019 (ricompreso in Allegato A1.1);
- parere A.R.P.A.V. – dipartimento provinciale di Vicenza / servizio monitoraggio e valutazioni (ricompreso in Allegato A1.1);
- pareri favorevoli (tutti ricompresi in Allegato A1.1) delle strutture del Dipartimento di Prevenzione dell’Azienda ULSS N. 8 Berica:
 - Servizio Igiene degli Allevamenti e Produzioni Zootecniche con prot. n. 125479/20 del 11/12/2019,
 - Servizio Prevenzione Igiene e Sicurezza degli Ambienti di Lavoro prot. n. 2028 del 10/01/2020,
 - Servizio Igiene e Sanità Pubblica prot. n. 4402/20 del 16/01/2020;
- comunicazione dell’avvenuta trasmissione del parere (favorevole) di invarianza idraulica da parte del Consorzio di Bonifica Alta Pianura Veneta al Genio Civile di Vicenza, ai fini del rilascio del Parere di Compatibilità Idraulica (compresa in Allegato A1.1).

Acquisito il provvedimento abilitativo a titolo unico (PAS), facente quindi luogo anche del Permesso di Costruire, A.F. Bioenergie ha contrattualizzato le opere di realizzazione dell’impianto affidate alla IES Biogas (controllata da SNAM for Mobility) per la sezione di produzione di biogas e alla Pentair, attraverso la controllata olandese Haffmans BV, per la sezione di upgrading (purificazione, separazione del biometano e liquefazione della CO₂).

I lavori di realizzazione dell’impianto sono iniziati il 04/03/2020.

In ragione della significativa estensione (circa 3 ha) del sito disponibile, sul terminale di Viale del Lavoro della Zona Industriale di Ponte di Barbarano (P.U.A. “Fornasette”), A.F. Bioenergie ha fin da subito optato per la progettazione di un impianto molto performante e flessibile e, in particolare, atto a consentire un aumento di capacità produttiva finanche oltre il doppio di quella inizialmente prospettata con limitati interventi sull’asset impiantistico, ma senza modifiche strutturali/edilizie.

Effettuata un’indagine di mercato ed ottenuta la certezza di poter contare su un maggior quantitativo di materiali (in particolare sottoprodotti caseari) aventi le caratteristiche qualitative richieste dal processo produttivo, in data 09/04/2020, A.F. Bioenergie ha richiesto alla Regione del Veneto l’autorizzazione unica, ai sensi dell’art. 12 del D.Lgs. N. 387/2003, per

l'aumento di capacità produttiva dell'impianto da 500 Smc/h fino ad un massimo di 1'200 Smc/h di biometano da immettere nella rete SNAM.

Nell'ambito dell'istruttoria in capo alla Direzione Ambiente UO Tutela dell'Atmosfera della Regione del Veneto, a tutt'oggi in corso, sono stati acquisiti i pareri di competenza di diversi altri Enti interessati (Soprintendenza interprovinciale, Comune di Barbarano Mossano e quindi Azienda ULSS 8 Berica, Comando VVF di Vicenza, A.R.P.A.V.), raccolti nell'Allegato A1.2, sostanzialmente tutti favorevoli.

All'approssimarsi della Conferenza dei Servizi decisoria convocata dalla Regione del Veneto, A.F. Bioenergie ha tuttavia rilevato come i materiali (bioliquidi) che alimentano l'impianto di produzione di biometano, seppure rispondenti ai requisiti qualitativi dei sottoprodotti di origine agroalimentare, potrebbero diversamente essere qualificati come rifiuti qualora "scartati" per la specifica attività del soggetto utilizzatore (che li ha ritirati). In altre parole, gli stessi cascami dalla filiera alimentare e agroalimentare, in quanto non destinabili al consumo umano, possono essere qualificati (discrezionalmente) come sottoprodotto o come rifiuti a seconda che trovino o meno un utilizzo da parte del Soggetto (nel ns. caso Tobaldo s.r.l.) che li ritira e che li può immettere nella sua attività di trasformazione; ad esempio il siero del latte non "convenientemente" polverizzabile e quindi di scarto per l'attività di Tobaldo s.r.l. viene alienato a rifiuto col Codice C.E.R. 02 05 01 (Rifiuti dell'industria lattiero casearia: scarti inutilizzabili per il consumo o la trasformazione). Trattasi in concreto di una mera opzione di "etichettatura" (come "sottoprodotto" o come "rifiuto") della stessa alimentazione che non ha evidentemente il benchè minimo effetto di natura tecnica (processi, asset impiantistico e prodotto ottenuto rimangono perfettamente invariati) ma che prefigura una significativa differenza del percorso autorizzativo. Infatti, mentre per legittimare un impianto di produzione di biometano da sottoprodotti è sufficiente acquisire l'autorizzazione (unica) ai sensi dell'art. 12 del D.Lgs. N. 387/2003 (come detto già richiesta da A.F. Bioenergie), l'autorizzazione del medesimo impianto alimentato con biomasse qualificate come rifiuti (ancorchè perfettamente identiche ai corrispondenti sottoprodotti), è subordinata al previo espletamento di una procedura di V.I.A., in quanto afferente ad un'attività di recupero rifiuti sottostante alla specifica disciplina del D.Lgs. N. 152/2006 e ss.mm.ii..

A.F. Bioenergie si è quindi da ultimo trovata nella necessità di affrontare e risolvere una problematica di natura più formale che sostanziale, ma con

rilevanti effetti sotto il profilo amministrativo (autorizzativo), non intendendo precludersi la possibilità di impiegare bioliquidi “etichettati” come rifiuti per la produzione di biometano nel proprio impianto in fase di realizzazione nella zona industriale di Barbarano Mossano. In particolare, poiché un impianto di produzione di biometano ottenuto dal recupero di rifiuti afferisce all’attività di cui al punto 7 lett. zb (recupero di rifiuti non pericolosi ...) dell’Allegato IV alla Parte II del D.Lgs. N. 152/06 e ss.mm.ii., l’approvazione del suo progetto (peraltro per altra ipotesi già approvato) è subordinata all’obbligo di espletamento della verifica di assoggettabilità a V.I.A. ai sensi della Parte II della norma medesima.

Ciò premesso, per adempiere a quanto prescritto dall’art. 19 del D.Lgs. N. 152/06 e ss.mm.ii. e dall’art. 8 della L.R. N. 4/2016, A.F. Bioenergie ha affidato allo scrivente Studio l’incarico professionale per la redazione:

- del progetto preliminare,
- dello studio preliminare ambientale,

relativamente all’impianto di produzione di biometano avanzato mediante trattamento di biomasse liquide, di provenienza alimentare e agroalimentare, qualificabili (anche) come rifiuti (evidentemente) non pericolosi e upgrading del biogas ottenuto dalla digestione anaerobica della biomasse stesse, da proporre all’Autorità provinciale competente (per la V.I.A.) affinché l’Autorità medesima valuti se il progetto in parola debba essere o meno assoggettato alla procedura di V.I.A..

Al fine di fornire un supporto conoscitivo di utilità per la comprensione dei criteri applicati e delle conseguenti scelte progettuali, nonché per l’aspetto divulgativo di conoscenza che caratterizza una procedura di V.I.A., appare opportuno anteporre alla descrizione del progetto tecnologico e della strutturazione dell’impianto in discussione, una sintetica trattazione dei processi più ricorrenti e relative tecniche di digestione anaerobica di biomasse e di upgrading del biogas prodotto, finalizzate all’ottenimento di biometano avanzato per gli autotrasporti e di anidride carbonica liquida per uso alimentare.

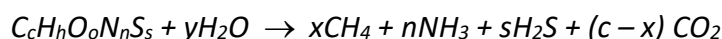
1. I PROCESSI DI DIGESTIONE ANAEROBICA E DI UPGRADING DEL BIOGAS E I RELATIVI PRODOTTI

1.1 LA DIGESTIONE ANAEROBICA PER LA PRODUZIONE DI BIOGAS

1.1.1 Le fasi del processo di digestione anaerobica

La digestione anaerobica è un processo di trasformazione della sostanza organica in prodotti più semplici mediante una reazione biochimica da parte di microorganismi, in assenza di ossigeno; si ottiene così una miscela di gas, detta biogas, di composizione variabile, in massima parte costituita da metano e anidride carbonica, oltre che da vapore acqueo, azoto e idrogeno.

Il processo segue in generale la seguente equazione chimica:

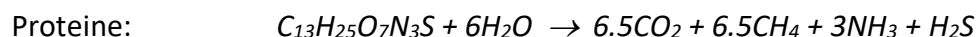
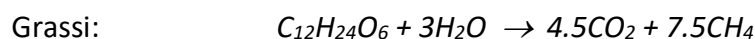
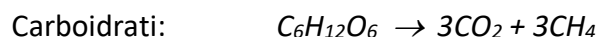


Dove:

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

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

I reagenti includono ad esempio:



Affinché la reazione biochimica abbia luogo è necessaria l'azione di diversi tipi di microorganismi "specializzati"; in estrema sintesi:

- un primo gruppo di batteri (acidificatori) inizia la digestione della sostanza organica trasformandola in composti intermedi come acido acetico, anidride carbonica e idrogeno;
- un secondo gruppo di batteri (metanigeni) porta a termine il processo producendo metano.

Più specificatamente, il processo biodegradativo si compone di quattro fasi:

- 1) l'idrolisi dei substrati complessi,
- 2) l'acidogenesi che dà luogo alla formazione di acidi grassi volatili, chetoni ed alcoli,

- 3) l'acetogenesi attraverso la quale gli acidi grassi formano acido acetico, acido formico, anidride carbonica e idrogeno,
- 4) la metanogenesi nella quale si ha la formazione di metano a partire dall'acido acetico o per riduzione dell'anidride carbonica, utilizzando come substrato l'idrogeno.

L'evoluzione del processo di digestione anaerobica è sinteticamente schematizzata nella figura 1 che segue.

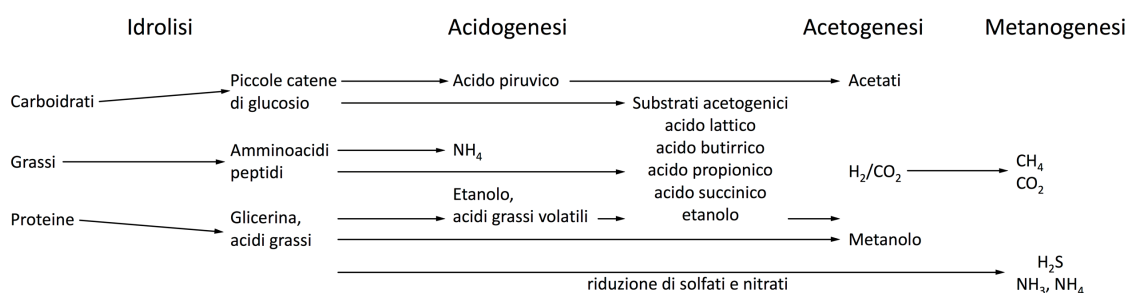


Figura 1: Schema generale dell'evoluzione del processo di digestione anaerobica

IDROLISI

È una fase necessaria qualora la sostanza organica non si presenti già idrolizzata; in questa fase, le macromolecole organiche subiscono la scissione in composti più semplici grazie all'azione di particolari enzimi che hanno origine dai batteri anaerobici presenti:

- le lunghe catene di carboidrati presenti in (eventuali) strutture insolubili quali cellulose e amidi vengono scisse in zuccheri a corta catena,
- le proteine vengono scisse in amminoacidi (peptidi),
- i grassi sono scissi in acidi grassi e glicerina.

ACIDOGENESI

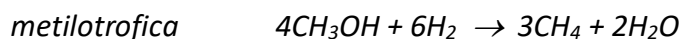
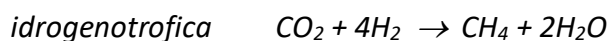
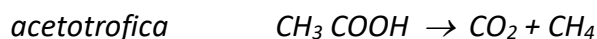
I monomeri ottenuti con l'idrolisi (ovvero presenti tal quali nella biomassa da digerire) vengono attaccati dalla flora batterica e degradati in acidi a catena corta (acido butirrico, acido propionico, acido acetico), molecole propioniche, alcoli, ossido di azoto, acido solfidrico, idrogeno e anidride carbonica.

ACETOGENESI

I prodotti dell'acidogenesi costituiscono il substrato per l'acetogenesi tramite la quale le molecole semplici prodotte nello stadio precedente vengono ulteriormente digerite con produzione di anidride carbonica, idrogeno ed acido acetico.

METANOGENESI

Gli organismi metanigeni consumano gli acetati, l'idrogeno e parte dell'anidride carbonica per produrre metano che, in quanto unico composto non reattivo dell'intero processo, ne può essere considerato il prodotto finale. La metanogenesi avviene secondo tre possibili reazioni:



Secondo la chimica delle reazioni, il biogas dovrebbe contenere biossido 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 biossido 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 oltreché delle condizioni operative della digestione.

Il biogas prodotto nel corso del processo di digestione anaerobica risulta in definitiva principalmente composto da metano (CH_4) e biossido di carbonio (CO_2). Il metano risulta praticamente insolubile e viene rilasciato dal digestato passando alla fase gassosa; l'anidride carbonica raggiunge un equilibrio dinamico tra le fasi liquida e gassosa, andando a partecipare alla formazione di acido carbonico che agisce da tampone del sistema. L'idrogeno è prodotto in piccole quantità e viene praticamente consumato nella fase metanigena; pur essendo insolubile esso non fa in tempo a lasciare la fase liquida.

La velocità di trasferimento di massa dalla fase liquida e quella gassosa avviene 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 la 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.

In definitiva, la velocità di trasferimento del gas è funzione della superficie della bolla, della forza motrice e di un coefficiente (costante K_L) il cui valore può essere determinato con l'ausilio di modelli matematici reperibili in letteratura.

1.1.2 Parametri del processo di digestione anaerobica

Come per qualsiasi processo biologico, anche per quello anaerobico è indispensabile garantire le condizioni ottimali tenendo costantemente sotto controllo i parametri da cui dipende l'andamento del metabolismo batterico che determina la resa del processo stesso.

I parametri caratteristici della digestione anaerobica si possono distinguere in:

- parametri di gestione del reattore,
- parametri di stabilità del processo,

1.1.2.1 Parametri di gestione del reattore (digestore)

Sono principalmente:

- il *tempo di permanenza* idraulico (della biomassa da digerire) nel digestore,
- il *carico organico specifico*.

TEMPO DI PERMANENZA IDRAULICO

Gioca un ruolo importante nel processo, dovendo essere almeno pari a quello richiesto per completare la digestione della sostanza organica. Il tempo di permanenza idraulico (T) è definito come rapporto tra il volume netto del reattore (V) e la portata (volumetrica) dell'alimentazione (Q):

$$T = V / Q \quad [\text{giorni}]$$

con V espresso in m^3 e Q espressa in m^3/d .

T può assumere un valore compreso fra 15 e 30 giorni, a seconda delle caratteristiche del substrato da digerire e delle condizioni operative del processo.

CARICO ORGANICO SPECIFICO

Il carico organico (specifico) volumetrico corrisponde alla quantità di substrato da digerire riferita all'unità di volume del digestore e all'unità di tempo. Nel caso di alimentazione liquida, in cui la concentrazione di sostanza organica è rappresentata dal *COD*, il carico organico volumetrico (C_v) è dato dalla relazione:

$$C_v = \frac{Q \times COD}{V}$$

Dove:

- Q è la portata volumetrica dell'alimentazione (m^3/d);
- COD è la concentrazione di sostanza organica (Kg/m^3);
- V è il volume netto del reattore (m^3).

Per reattori monostadio, si assumono valori di C_v tipicamente compresi fra 4 e 5 $Kg\ COD / m^3 \times d$.

Il carico organico specifico può essere anche riferito al quantitativo unitario di biomassa presente nel reattore anziché all'unità di volume del reattore; sempre nel caso di alimentazione liquida (caratterizzata attraverso il *COD*), il carico organico specifico riferito alla biomassa (C_f) è dato dalla relazione:

$$C_f = \frac{Q \times COD}{V \times X_{ss}} \quad [Kg/Kg\ SS_v \times d]$$

dove X_{ss} è la concentrazione di solidi volatili (espressi come sostanza secca) all'interno del reattore ($Kg\ SS_v/m^3$).

Poiché il limite massimo di SS_v tollerabile dai microorganismi è pari a 4 $Kg\ SS_v/m^3$, per reattori monostadio, il valore di C_f è tipicamente dell'ordine di 1 $Kg\ COD/Kg\ SS_v \times d$.

1.1.2.2 Parametri di stabilità del processo

Obiettivo fondamentale nel controllo del sistema è di mantenere condizioni operative stabili ed ottimali; per la digestione anaerobica lo stadio più importante, la metanogenesi, è anche quello maggiormente sensibile alle variazioni dei diversi parametri.

TEMPERATURA

La temperatura è uno dei parametri che più influenzano la metanogenesi; in particolare, a parità di qualsiasi altra condizione, la produzione di biogas aumenta con l'aumentare della temperatura, seppure l'attività anaerobica possa esercitarsi in un ampio intervallo (da -5 a 70°C).

In base all'intervallo termico di esercizio, si possono individuare differenti specie di microorganismi:

- psicrofili (a temperature inferiori a 20°C),
- mesofili (a temperature comprese fra 20 e 40°C),
- termofili (per temperature superiori a 45°C),

la cui attività caratterizza appunto i diversi tipi di digestione anaerobica (*psicrofila*, *mesofila* e *termofila*).

Nei reattori monostadio si cerca di mantenere condizioni ottimali per attività di digestione termofila.

CONCENTRAZIONE DI IONI IDROGENO (pH)

Il pH è anch'esso un parametro molto importante per la stabilità del processo anaerobico, per la sua influenza sulle reazioni enzimatiche coinvolte nei microorganismi del processo (ogni enzima ha un suo range di pH ottimale).

In via generale il pH ottimale per la digestione anaerobica deve essere mantenuto attorno alla neutralità (pH = 6,8 – 7,2).

CONCENTRAZIONE DI MICROORGANISMI

I microorganismi hanno un prolungato tempo di rigenerazione; per evitare di “perderli” il tempo di residenza del digestato deve essere dell'ordine di 10 ÷ 15 giorni. Il tempo di rigenerazione dei batteri acidogenici è al confronto del precedente molto minore, così che non si corre il rischio di “risciacquarli”.

1.1.3 Le tecniche di digestione anaerobica

Le tecniche di digestione anaerobica possono essere così distinte:

1) in base al confinamento delle fasi di processo:

- monostadio, quando tutte le fasi che compongono il processo avvengono in un unico reattore;

- bistadio, quando l'idrolisi e la fermentazione avvengono in un primo reattore mentre un secondo reattore è dedicato allo stadio metanigeno;

2) in base al tenore di sostanza secca del substrato:

- a secco (dry), quando il substrato ha un tenore di sostanza secca superiore al 20%;
- a semisecco (semi-dry), per valori di sostanza secca compresi fra il 10% e il 20%;
- a umido (wet), quando il substrato ha meno del 10% di sostanza secca ("bioliquidi");

3) sulla base delle modalità di alimentazione:

- discontinua (a cariche);
- continua (in reattori con "flusso a pistone", tipica del processo di digestione "dry" – non mescolata – e "semi-dry" con rimescolamento, e in reattori "a miscelazione completa" tipica del processo "wet", normalmente di geometria "verticale").

Per la digestione a umido (di bioliquidi), come nel caso in esame, si utilizza di norma la tecnica MONOSTADIO, CONTINUA, in reattori verticali CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor). Il substrato pompabile viene accumulato in appositi serbatoi (strutturati come i digestori) per ottenere una adeguata omogeneizzazione e quindi alimentato in continuo (a portata uniforme) ai reattori di digestione (uno o più reattori cilindrici verticali, a seconda della capacità richiesta, in parallelo).

La biomassa deve essere mantenuta in un determinato range di temperatura (per garantire le più efficienti condizioni termofile) e viene quindi riscaldata (con l'utilizzo di scambiatori di calore esterni o interni al digestore), assicurando anche una opportuna coibentazione delle pareti del reattore al fine di ridurre al minimo le dispersioni termiche verso l'ambiente esterno.

La sommità del digestore è costituita da una membrana in materiale sintetico, deformabile per consentire lo stoccaggio del biogas prodotto all'interno del reattore stesso che in questo modo funge anche da gasometro.

Nella figura 2 a pagina seguente è riportato uno schema semplificato di un digestore monostadio CSTR con sistema di riscaldamento esterno.

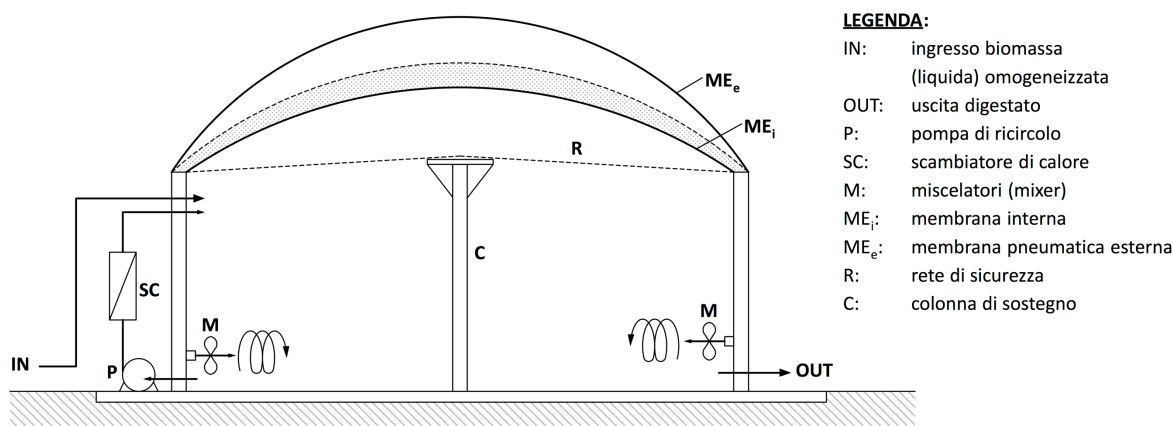


Figura 2: Schema di un tipico digestore continuo monostadio CSTR con sistema di riscaldamento esterno

1.1.4 La produzione di biogas

La produzione specifica di biogas (P_{SB}) dipende principalmente dal substrato e può essere riferita all'unità di sostanza volatile alimentata al reattore oppure all'unità di COD rimosso (più frequente nella digestione di bioliquidi) come segue:

$$P_{SB} = \frac{Q_{biogas}}{Q \times SSv} \quad [Sm^3 / Kg SSv]$$

$$P_{SB} = \frac{Q_{biogas}}{Q \times COD} \quad [Sm^3 / Kg COD]$$

dove:

Q è la portata volumetrica dell'alimentazione

SSv è la concentrazione di solidi volatili nell'alimentazione

COD è la frazione di COD rimosso

La produzione specifica di biogas, che determina la resa del processo, dipende dalle caratteristiche di biodegradabilità del substrato, dalla tecnica di digestione e dalle condizioni operative adottate. Assicurando adeguati tempi di permanenza, con la digestione termofila di bioliquidi di provenienza alimentare (dell'attività lattiero-casearia), si possono ottenere produzioni specifiche finanche dell'ordine di $0,7 Sm^3$ di biogas per Kg di COD abbattuto.

Il coefficiente (la velocità) di produzione del biogas (V_{SB}) viene definita come il rapporto tra la portata volumetrica del biogas prodotto (Q_{biogas}) e il volume del reattore (V):

$$V_{SB} = \frac{Q_{biogas}}{V} \quad [Sm^3 / m^3 \times d]$$

Per un digestore monostadio in condizioni operative ottimali, si possono avere velocità di produzione del biogas fino a $3 Sm^3/m^3 \times d$.

1.2 LA PURIFICAZIONE E L'UPGRADING DEL BIOGAS

Il biogas grezzo ottenuto dalla digestione anaerobica è composto principalmente da metano ($50 \div 70 \%$) e anidride carbonica ($30 \div 50 \%$), ma contiene anche tracce di:

- acido solfidrico (fino a 2'000 ppm),
- mercaptani,
- ammoniaca,
- idrogeno,
- azoto,
- monossido di carbonio,
- ossigeno,
- acqua.

Il biogas ha un potere calorifico (P_{CS}) mediamente pari a 23 MJ/Nm^3 e un Indice di Wobbe ($I_w = P_{CS} / \sqrt{\rho}$) mediamente pari a 27 MJ/Nm^3 .

Poiché, per il biometano, Snam Rete Gas impone le seguenti specifiche:

- potere calorifico: $34,95 \div 45,28 \text{ MJ/Sm}^3$,
- Indice di Wobbe: $47,31 \div 52,33 \text{ MJ/Sm}^3$,
- acido solfidrico: max $6,6 \text{ mg/Sm}^3$,
- anidride carbonica: max $3\% \text{ mol}$,

il biogas grezzo deve essere evidentemente sottoposto ad interventi di purificazione e raffinazione atti a:

- rimuovere i componenti indesiderati (in particolare l'acido solfidrico e l'umidità),
- separare il biometano (dall'anidride carbonica), ovvero migliorare le caratteristiche tecniche del gas (incrementandone il potere calorifico e l'Indice di Wobbe) da immettere in rete.

1.2.1 I processi di pretrattamento (purificazione) del biogas

Un adeguato pretrattamento è necessario per ottenere del biogas sufficientemente puro, che consenta di ricavare del biometano rispondente ai requisiti richiesti per essere destinato all'autotrazione.

Deve essere in primo luogo garantita una adeguata DESOLFORAZIONE per ottenere la quale possono essere impiegati processi biologici o processi chimici e chimico-fisici; tra questi, nella digestione di bioliquidi, trova concreta e diffusa applicazione la conversione chimica, ottenuta con l'aggiunta di dosi di sali di ferro (come il solfato ferroso) nel digestore che reagiscono con l'acido solfidrico formando solfuri di ferro insolubili (che si ritrovano alla fine nel digestato). Il chemiassorbimento con soluzioni di idrato di sodio (soda caustica) trova una scarsa applicazione negli impianti di media e grande dimensione a causa della ingente richiesta di reagente e della necessità di smaltire i pure ingenti volumi di soluzioni esauste (di solfuro di sodio). Fra i processi chimici, una soluzione interessante è quella che sfrutta una reazione di ossidazione-riduzione catalizzata, tramite la quale lo ione solfuro (assorbito in acqua a pH alcalino controllato) viene ossidato a Zolfo elementare che può così essere rimosso allo stato solido.

Molto importante è la RIMOZIONE DELL'ACQUA, soprattutto se si ricorre a sistemi di desolfurazione a umido, in quanto il biogas si presenta saturo di vapore acqueo e quest'ultimo causa corrosione e può compromettere il processo di separazione del metano. Per essiccare il biogas si può ricorrere a diversi metodi quali la condensazione e l'adsorbimento, ma più frequentemente si ricorre a stadi successivi di compressione e refrigerazione, così da far avvenire la completa condensazione del vapore acqueo che può quindi essere rimosso allo stato liquido.

Per una completa purificazione si impiega la FILTRAZIONE (atta a rimuovere le sostanze particolate) e l'ADSORBIMENTO su carbone attivo per rimuovere eventuali contaminanti organici (come i composti organici siliconici).

1.2.2 Biogas upgrading

Col termine "upgrading" si intende il processo mediante il quale si ottiene la scissione del biogas purificato in metano (biometano) e anidride carbonica, entrambi "green".

Per l'upgrading del biogas sono state sviluppate diverse tecnologie; le principali sono le seguenti:

- 1) *adsorbimento a pressione oscillante (PSA);*
- 2) *scrubbing (con acqua sotto pressione, con ammine, con solventi organici);*
- 3) *separazione a membrana;*
- 4) *trattamento criogenico.*

L'obiettivo comune di tutte le tecniche di upgrading è comunque quello di ottenere la maggior purezza possibile del biometano col minor consumo energetico.

1.2.2.1 Adsorbimento a pressione oscillante (PSA)

Il processo PSA di separazione del metano dal biossido di carbonio utilizza delle colonne di adsorbimento (generalmente su zeoliti) che vengono fatte lavorare a pressioni variabili; alle pressioni elevate viene trattenuta (adsorbita) l'anidride carbonica (ma non il metano); quando il letto adsorbente è saturo di anidride carbonica, viene scaricata la pressione e quindi l'anidride carbonica viene desorbita e rilasciata in una corrente di gas di scarico. Tale principio di funzionamento determina la struttura dell'impianto che risulta costituito da batterie di 4, 6, 9 colonne che lavorano in parallelo; quando il letto adsorbente si satura, il flusso di biogas viene indirizzato ad un'altra colonna che contiene materiale adsorbente rigenerato e così via.

1.2.2.2 Scrubbing

La tecnologia sfrutta la diversa (maggiore) solubilità dell'anidride carbonica, rispetto al metano, in determinati liquidi assorbenti; i diversi sistemi di "scrubbing" differiscono infatti tra loro essenzialmente nel tipo di liquido impiegato per assorbire (e quindi separare) l'anidride carbonica. Vengono utilizzate delle colonne di assorbimento a corpi di riempimento all'interno delle quali il biogas incontra un flusso liquido (assorbente) in controcorrente; il liquido esce arricchito in anidride carbonica mentre il gas in uscita risulta costituito prevalentemente da metano. Nel lavaggio ad acqua sotto pressione viene sfruttata la maggiore solubilità (in acqua) dell'anidride carbonica rispetto al metano, in particolare alle alte pressioni.

Per l'adsorbimento dell'anidride carbonica vengono anche utilizzate delle soluzioni amminiche (monoetanolammina–MEA oppure dimetiletanolammina –DMEA); l'anidride carbonica assorbita nella fase liquida reagisce (e si lega) con l'ammina, in modo altamente selettivo, secondo la reazione:



Grazie all'elevata selettività delle soluzioni amminiche nei confronti della CO_2 , le perdite di metano sono minime, potendo risultare addirittura inferiori allo 0,1%. L'ammina legata con l'anidride carbonica viene "rigenerata" mediante riscaldamento, grazie al quale avviene la reazione opposta all'adsorbimento, con conseguente liberazione della CO_2 e ripristino dell'ammina.

Il processo di lavaggio con solventi organici è molto simile allo scrubbing con acqua sotto pressione, con la fondamentale differenza che, rispetto a quest'ultimo, l'anidride carbonica viene assorbita in un glicole polietilenico (PEG); il vantaggio dell'uso di questo solvente organico risiede nella maggiore solubilità dell'anidride carbonica nel PEG che in acqua; per questo motivo, a parità di capacità di upgrading, il flusso del liquido assorbente può essere inferiore e quindi pure inferiori risultano le dimensioni dell'impianto. Anche nel sistema di lavaggio con solventi organici, la soluzione di PEG viene "rigenerata" mediante riscaldamento o depressurizzazione.

1.2.2.3 Separazione tramite membrane

La separazione del metano dall'anidride carbonica tramite membrane (a secco) è la tecnologia più performante.

Una membrana per l'upgrading del biogas non è altro che un filtro permeabile all'anidride carbonica e capace di trattenere il metano. 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.

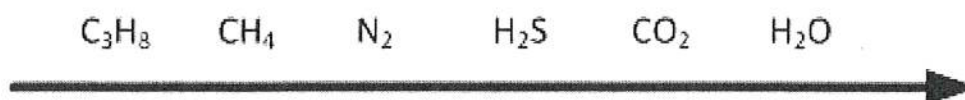


Figura 3: Grado di permeazione a confronto di differenti componenti attraverso una membrana polimerica

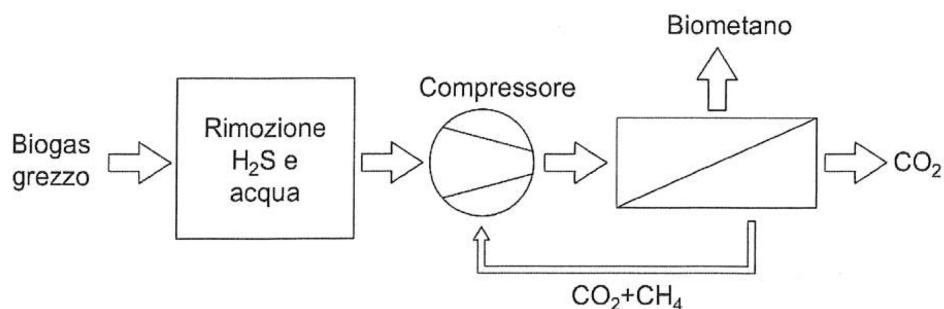


Figura 4: Diagramma di flusso del processo di upgrading con separazione a membrana

In Figura 5 è riportato uno schema molto semplificato di diversi sistemi di upgrading del biogas con separazione a membrana. Il biogas purificato viene compresso fino ad una pressione di $6 \div 20$ bar in funzione del tipo di membrana e del numero di stadi che compongono il sistema.

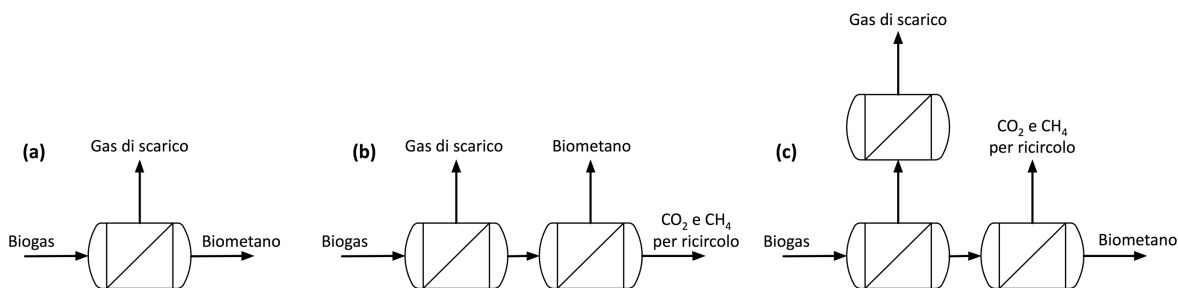


Figura 5: Tipologie di upgrading a membrana con diversi stadi

Nella configurazione di Figura 5 (a) non si hanno ricircoli interni del biogas a vantaggio del compressore che avrà un minore consumo energetico; 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 dispone di un ulteriore stadio di filtrazione dei gas di scarico per un ulteriore ricircolo, permettendo una purezza del biometano maggiore del 97%.

1.2.2.4 Separazione criogenica

La più recente tecnologia di upgrading prevede la separazione dell'anidride carbonica tramite *criogenia* per la produzione, oltreché di biometano, di CO₂ liquida di elevata purezza (adatta all'uso alimentare).

Il processo di separazione criogenica si basa sul fatto che ciascun gas, ad una determinata (bassa) temperatura e/o (alta) pressione, condensa passando alla fase liquida. In particolare, la CO₂, alla pressione di 1 bar, condensa alla temperatura di -78°C mentre per condensare il metano, a 1 bar, è necessario raggiungere una temperatura di -161°C.

La separazione criogenica (di CO₂ liquida) si effettua ottimizzando le condizioni di temperatura e pressione che si ricavano dal diagramma di fase riportato nella Figura 6 a seguire.

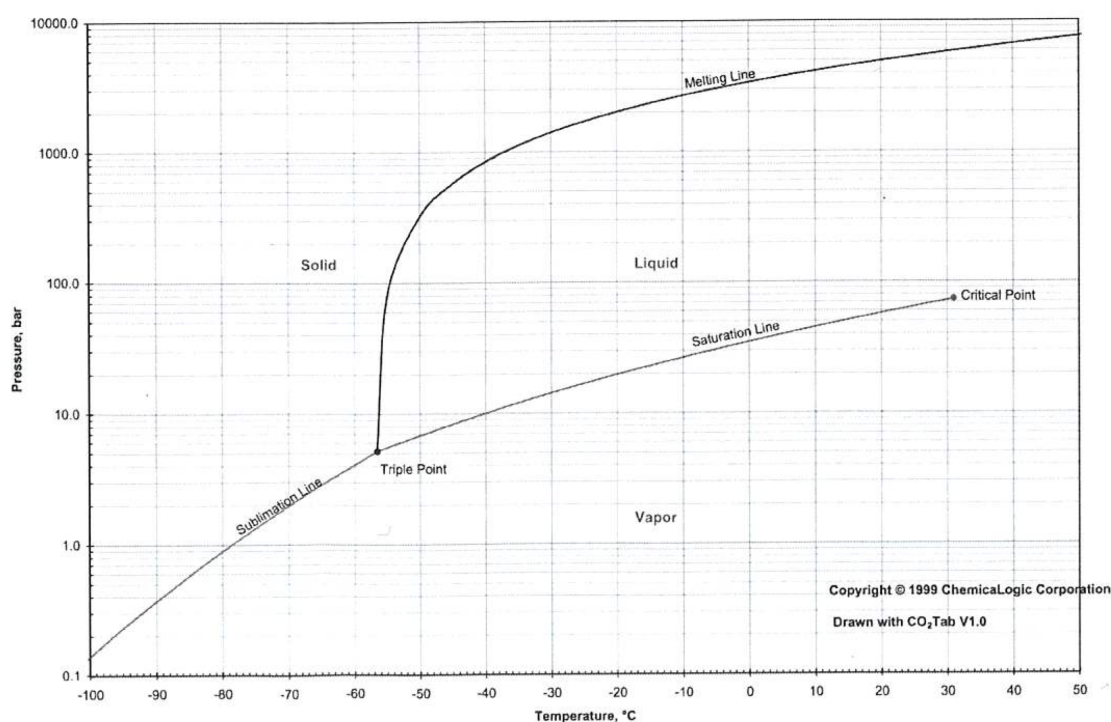


Figura 6: Diagramma di fase della CO₂

1.3 I PRODOTTI OTTENUTI

Sfruttando al meglio le tecnologie disponibili (e la loro ottimale combinazione), dalla purificazione e successivo upgrading del biogas si possono ottenere:

- *biometano avanzato per autotrasporti,*
- *anidride carbonica liquida per uso alimentare.*

1.3.1 Il biometano avanzato

Il biometano prodotto viene immesso nella rete gas di SNAM, il principale operatore italiano che possiede quasi il 95% delle reti per un totale di oltre 35'500 km; la prima immissione di biometano nella rete SNAM è stata effettuata a giugno del 2017 a Montello (BG). Per l'immissione del gas nella rete SNAM è necessario garantire le specifiche richieste dal Gestore al fine di assicurare l'integrità e la sicurezza del sistema di trasporto, preservandolo da fenomeni di corrosione, oltreché la compatibilità tecnica per l'uso del gas da parte dell'utente finale.

I parametri che caratterizzano la qualità del gas sono suddivisi in:

- parametri “termici”,
- parametri “di controllo”.

Il parametro “termico” fondamentale è il Potere Calorifico Superiore (P_{CS}) che viene determinato secondo la norma ISO 6976 e che consente di ricavare l'Indice di Wobbe (I_W) definito dalla relazione:

$$I_W = \frac{P_{CS}}{\sqrt{\rho}} \quad [MJ/Sm^3]$$

in cui ρ è la densità relativa (adimensionale) del gas rispetto a quella dell'aria (per il metano $\rho = 0,8$).

Nella tabella che segue sono riportate le proprietà fisiche richieste al biometano.

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	

I parametri “di controllo” sono principalmente rappresentati dalle concentrazioni di soglia accettabili per alcuni composti:

- idrogeno solforato: $6,6 \text{ mg/Sm}^3$
- zolfo da mercaptani: $15,5 \text{ mg/Sm}^3$
- zolfo totale: 150 mg/Sm^3

e dalle frazioni molari massime accettabili di:

- ossigeno: $0,6 \text{ \% mol}$
- anidride carbonica: $3 \text{ \% mol}$

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

- acqua ed idrocarburi in forma liquida,
- particolato solido in quantità tale da recare danni ai sistemi di trasporto del gas,
- altri gas che potrebbero inficiare la sicurezza o l'integrità del sistema di trasporto.

La pressione di immissione (in rete) richiesta operativamente deve essere pari a quella del metanodotto collegato e quindi il biometano deve essere compresso; deve inoltre essere odorificato con l'aggiunta di mercaptani (che danno un odore caratteristico indicatore di perdite) secondo le condizioni contrattuali.

1.3.1.1 Il quadro normativo e gli incentivi per la produzione di biometano

Nel dicembre del 2008 veniva licenziato il cosiddetto “Pacchetto Clima ed Energia” afferente alla Direttiva Fonti Energetiche Rinnovabili n. 2009/28/CE che è stata recepita col D.Lgs. n. 28/2011.

Si sono quindi succeduti diversi decreti ministeriali atti a definire strumenti, meccanismi, incentivi e il quadro istituzionale, finanziario e giuridico per il raggiungimento degli obiettivi fissati per il 2020 in materia di quota complessiva di energia da fonti rinnovabili. Nell'intento di incentivare la realizzazione di impianti di produzione di biocarburanti “green”, il Ministero dello Sviluppo Economico ha emanato il Decreto 2 marzo 2018 con il quale si promuove, tra l'altro (in via esclusiva) il *biometano avanzato immesso nella rete nazionale e destinato ai trasporti*.

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

incentivi, nell'ambito della produzione annua massima incentivabile (prevista dal Decreto 2 marzo 2018) pari a 220'913'107,5 Sm³.

L'art. 6 del D.M. 02/03/18 incentiva la produzione di biometano avanzato per l'immissione nella rete del gas naturale per autotrasporti tramite il rilascio (mensile) di Certificati di Immissione in Consumo (CIC) e, in particolare, 1 CIC attesta l'immissione di 5 Gcal di biocarburante avanzato, tra cui il biometano avanzato prodotto a partire dai materiali elencati nell'Allegato 1 – Parte 2-bis del Decreto n. 28/2011. Il valore di 1 CIC riconosciuto al produttore dal GSE ascende a euro 375,00; l'incentivazione ha una durata di 10 anni consecutivi, decorsi i quali 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%. Per poter accedere agli incentivi occorre rispettare le indicazioni del Decreto 10/10/2014, Allegato 3 Parti A e B riguardo i materiali che danno origine al biocarburante con l'attributo di "avanzato"; tra questi materiali sono comprese alcune materie prime (come la glicerina grezza) e alcuni rifiuti fra i quali i *"rifiuti industriali non idonei all'uso nella catena alimentare umana e animale ..."*.

1.3.2 L'anidride carbonica liquida per uso alimentare

L'upgrading mediante separazione a membrana e criogenia consente di ottenere anidride carbonica liquida di elevata purezza, ampiamente utilizzata nell'industria alimentare; un impiego frequente si ritrova nel confezionamento di cibi in atmosfera protettiva o MAP (Modified Atmospheric Packaging); 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 dell'anidride carbonica nell'industria alimentare è quella della carbonatazione per produrre acqua e bibite gassate.

Per l'utilizzo dell'anidride carbonica nell'industria alimentare occorre garantirne un'elevata purezza, superiore al 99,9% che soltanto con tecniche combinate di separazione a membrana e upgrading criogenico si riesce ad ottenere.

1.4 IL DIGESTATO E IL SUO TRATTAMENTO

Il digestato è il sottoprodotto della digestione anaerobica di una biomassa. In base allo stato fisico del substrato e quindi della tecnica di digestione applicata esso può presentarsi in fase solida oppure liquida fangosa, comunque sempre particolarmente ricca di azoto e fosforo.

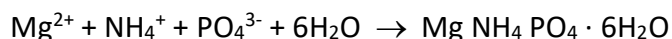
Quando il substrato da digerire si presenta in forma liquida, dal reattore viene estratto (con la continuità propria dell'alimentazione) un volume di torbida digestata approssimativamente pari a quello alimentato come biomassa da metanizzare. Si deve pertanto provvedere alla separazione della componente "solida" (fangosa) del digestato (di norma mediante flottazione), che viene ricircolata nel digestore e parzialmente "spurgata" per mantenere l'adeguata concentrazione di processo nel reattore, dalla frazione "liquida" (chiarificata) che deve essere avviata a successivo trattamento per conseguire caratteristiche qualitative compatibili con lo scarico nel recettore individuato quale recapito finale del refluo.

La frazione liquida del digestato è caratterizzata da elevate concentrazioni di azoto (praticamente in forma ammoniacale) e di fosforo totale, oltreché da una residuale concentrazione di COD, quest'ultima inversamente proporzionale alla resa della digestione anaerobica che raggiunge un'efficienza di abbattimento del COD non di rado pari al 99,5%.

Per quanto sopra la frazione liquida del digestato deve essere sottoposta ad un trattamento comprendente:

- una sezione di defosfatazione,
- una sezione di ossidazione – nitrificazione,
- una sezione di denitrificazione (dell'azoto nitrificato).

La **defosfatazione** (o meglio una pre-defosfatazione) può ottenersi mediante precipitazione del Fosforo come "*Struvite*" o MAP (Magnesium Ammonium Phosphate) secondo l'equazione:



La *Struvite* ($\text{Mg NH}_4 \text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) è un sale relativamente poco solubile in acqua che quindi cristallizza e può essere separato dall'acqua mediante sedimentazione.

La formazione della *Struvite* è favorita da pH leggermente alcalini, per cui è necessario ricorrere ad un dosaggio integrativo (nei reflui) di idrato sodico (soda caustica), oltretutto al dosaggio integrativo di Magnesio (sotto forma di solfato o cloruro di Magnesio), per la quota mancante nella matrice organica avviata alla digestione anaerobica.

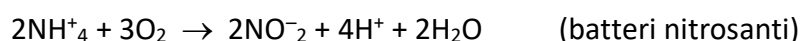
Il precipitato decantato (contenente i cristalli di *Struvite*) può essere convenientemente unito alla frazione solida del digestato di “spurgo” (da alienare) in quanto, arricchendolo di Azoto e Fosforo, ne migliora le proprietà fertilizzanti in funzione di un auspicabile utilizzo a tale scopo.

È evidente che la pre-defosfatazione “chimico-fisica” risulterà necessaria unicamente per l’abbattimento della quota di Fosforo non rimossa dal processo biologico (di ossidazione – nitrificazione) necessariamente da prevedere per la rimozione dell’Azoto ammoniacale oltretutto del residuale carico di COD.

Per la rimozione dell’Azoto (prevalentemente e in pratica soltanto ammoniacale), sempre presente in elevate concentrazioni nella frazione liquida del digestato, si ricorre generalmente all’ossidazione biologica (nitrificazione) abbinata alla denitrificazione (pure biologica) dell’Azoto nitrificato. In relazione all’elevato carico di Azoto da abbattere si prevede sovente lo schema “a predenitrificazione” e in ragione dei severi limiti da rispettare allo scarico dell’effluente, il processo (normalmente “a fanghi attivi”) prevede quasi sempre un doppio stadio (sequenziale) di nitrificazione-denitrificazione biologica.

Nella **fase ossidativa/di nitrificazione** (mediante l’introduzione di ossigeno dall’esterno) hanno luogo:

- la degradazione della sostanza organica (COD) ad opera di una biomassa con microorganismi di tipo eterotrofo (attecchiti sui fanghi da loro stessi prodotti, per questo detti “fanghi attivi”) che utilizza anche una parte di Azoto ammoniacale e il fosforo presenti nei reflui per sostenere il metabolismo batterico;
- l’ossidazione della residua parte di ammoniaca a nitrato, ad opera di altre specie batteriche di tipo autotrofo (batteri nitrosanti e nitrificanti), attraverso la quale i batteri stessi ricavano l’energia necessaria alle loro funzioni vitali, secondo le reazioni:





Nella fase di **denitrificazione** si verifica l'ossidazione di molti composti organici dei reflui (COD) con l'ossigeno dei nitrati (formatisi nella fase di nitrificazione) in luogo dell'ossigeno disciolto (che nella fase ossidativa/di nitrificazione viene fornito con l'aerazione esterna).

I batteri “denitrificanti” sono prevalentemente (anche se non soltanto) di tipo eterotrofo e possono usare, come substrato organico nutriente, sia il Carbonio presente nei reflui che quello fornito tramite alimentazione esterna (quando il primo non risulti sufficiente a sostenere il loro metabolismo).

La reazione di riduzione dei nitrati (provenienti dallo stadio ossidativo di nitrificazione) ha come risultato finale la trasformazione dell'azoto nitrico in azoto gassoso, grazie alla sottrazione dell'ossigeno utilizzato per la “respirazione” dei batteri.

Nello schema “a predenitrificazione”, questo stadio precede il comparto di ossidazione-nitrificazione in modo da sfruttare come fonte di carbonio la sostanza organica contenuta nei reflui in ingresso (sottraendola quindi a quella utilizzata nel successivo processo ossidativo, a tutto vantaggio dell'economia del processo) oltre, per quanto necessario, ad un eventuale integrazione esterna (di sostanza biodegradabile), dosata segnatamente per compensare una relativa carenza di COD dei reflui.

Nella figura 7 che segue si riportano gli schemi concettuali del processo biologico DENITRO-NITRO a singolo e a doppio stadio.

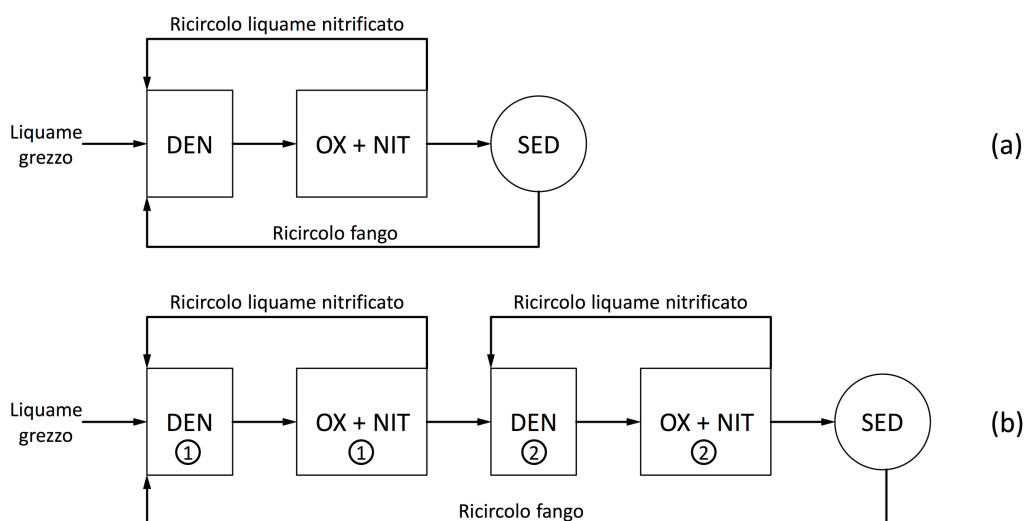


Figura 7: Schema di processo DENITRO-NITRO monostadio (a) e bistadio (b)

2. DATI GENERALI

<u>Denominazione azienda:</u>	A.F. BIOENERGIE s.r.l.
<u>Sede legale:</u>	Via Giacinto Andrea Longhin, n. 121 35129 PADOVA
<u>C.F. e P.IVA:</u>	05157610287
<u>Rappresentante legale:</u>	Andrea Legnaro
<u>Localizzazione impianto:</u>	Viale del Lavoro 36048 BARBARANO MOSSANO
<u>Indirizzo di P.E.C.:</u>	afbioenergiesrl@legalmail.it
<u>Dati catastali:</u>	Comune di Barbarano Mossano, Foglio 18, Mapp. nn. 331, 332, 333, 334, 336, 342, 345, 348, 349, 350, 352, 353
<u>Destinazione urbanistica:</u>	“D/1” produttiva
<u>Superficie fondiaria di pertinenza:</u>	ca. 31'000 mq
<u>Area impianto:</u>	ca. 22'500 mq

3. INQUADRAMENTO DEL SITO DELL'IMPIANTO

Il sito dell'impianto di A.F. Bioenergie trovasi in Comune di Barbarano Mossano in località Ponte di Barbarano, nella parte più meridionale della zona produttiva, sul terminale di Viale del Lavoro, la strada di lottizzazione che si stacca dalla Strada Provinciale n. 8 Berico-Euganea, Via Rampezzana.

Il sedime dell'impianto occupa l'area del 1° stralcio funzionale del P.U.A. "Fornasette" a destinazione produttiva, avente una estensione lorda di 31'000 m², mentre l'area restante (del 2° stralcio del P.U.A.), a seguito di variante urbanistica, è stata riportata alla destinazione agricola.

Il sito individuato confina:

- a ovest con Via Fornasette e quindi l'argine del Canale Bisatto, sull'altro lato del quale scorre la S.P. 247 "Riviera Berica",
- a nord con la zona produttiva denominata "La Rampezzana",
- a est con l'area coltivata definita dalla Scolo Busa e, a seguire, con la base del Monte del Cogolo,
- a sud con la fascia di rispetto delle linee di metanodotti "Russia-Italia" e quindi con l'area agricola.

Il sito è catastalmente censito in Comune di Barbarano Mossano al Foglio 18, mappali nn. 331, 334, 336, 348, 349, 352, 353 ed è individuato, dal vigente strumento urbanistico comunale, nell'ambito della Z.T.O. "D1/1" produttiva (vedasi inquadramento territoriale – *Elaborato grafico A2.1*).

Il sito non è attraversato dal alcun corso d'acqua; i principali corsi d'acqua della zona sono il Canale Bisatto, che scorre (arginato) immediatamente a ovest del sito, e lo scolo Busa (a est) che viene destinato a raccogliere (come già originariamente) i deflussi idrici del sito. La rete idrografica minore locale è limitata ad alcuni fossati di scolo di carattere secondario, di drenaggio delle acque meteoriche, che si raccordano allo scolo Busa.

Per quanto riguarda gli aspetti naturalistici, nell'area non si ritrovano biotipi pregiati o di particolare interesse naturalistico e non sono presenti specie protette da leggi nazionali, regionali e/o da convenzioni internazionali, com'è del tutto logico attendersi trattandosi di un'area significativamente antropizzata. In particolare, non si rilevano Siti di Importanza Comunitaria (S.I.C.) e/o Zone a Protezione Speciale (Z.P.S.) nelle vicinanze dell'impianto, distante circa 5 km ad ovest e ad est dai siti SIC più vicini, che risultano essere

rispettivamente il SIC/ZPS (a ovest) IT 3220037 *“Colli Berici”* e il SIC/ZPS (a est) IT 3260017 *“Colli Euganei-Monte Lozzo-Monte Ricco”*.

L'area risulta essere ben servita dal sistema viario, essendo raccordata alla Strada Provinciale n. 8 Via Rampezzana che la collega alla Autostrada A31 *“Valdastico Sud”* con la Stazione di Albettone-Barbarano situata a circa 2 km. Questo è uno dei motivi della scelta del sito, peraltro ottimale dato che si trova:

- in un'area di completamento industriale finora inutilizzata ed in stato di abbandono;
- nella vicinanza di 3 gasdotti di trasporto SNAM capaci di veicolare il biometano che si prevede di produrre;
- in adiacenza ad una cabina di manovra SNAM che collega un gasdotto da 4 pollici ai suddetti gasdotti di trasporto, che quindi non è necessario intercettare per connettere il punto di immissione del biometano prodotto;
- a pochi chilometri dalla Sede della ditta Tobaldo s.r.l. che fornisce le matrici da trattare / rifiuti da recuperare per la produzione del biometano.

Si ritiene in definitiva che il sito individuato per la realizzazione dell'impianto risponda ottimamente ad esigenze logistiche, con particolare riferimento alla vicinanza ai siti di produzione delle matrici (sottoprodotti/rifiuti) da recuperare e alle condutture della rete SNAM nelle quali viene immesso il biometano prodotto, unitamente alla contestuale presenza di un lotto industriale disponibile.

4. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO

Nel presente capitolo si provvede a descrivere le diverse sezioni di trattamento che compongono l'impianto, proposto da A.F. Bioenergie, per il recupero (R3) di sostanza organica mediante trasformazione biologica di scarti dell'attività alimentare qualificati (anche) come rifiuti speciali non pericolosi.

L'impianto di che trattasi, in avanzata fase di realizzazione nella zona produttiva di Ponte di Barbarano, sfrutta il processo di DIGESTIONE ANAEROBICA di matrici organiche (biomasse) pompabili, di scarto della filiera alimentare, che per quanto non convenientemente utilizzabili (come sottoprodotti) devono essere qualificati come rifiuti, per produrre biogas dal quale, tramite adeguati trattamenti di purificazione e di upgrading, si ottengono biometano avanzato per autotrasporti ed anidride carbonica liquida da impiegarsi nell'industria alimentare.

Le biomasse trattate/rifiuti da recuperare sono SCARTI INUTILIZZABILI PER IL CONSUMO O LA TRASFORMAZIONE derivanti dall'attività lattiero-casearia (principalmente), dalle attività di preparazione e trattamento di agroalimenti, corrispondenti rispettivamente ai C.E.R. 02 05 01 e C.E.R. 02 03 04, dall'attività dell'industria dolciaria (C.E.R. 02 06 01) e dall'attività di produzione delle bevande alcoliche ed analcoliche (C.E.R. 02 07 04), oltre a fanghi (pompabili) provenienti dal trattamento in loco di effluenti dell'industria lattiero-casearia identificati dal C.E.R. 02 05 02.

Prospetto riepilogativo/descrittivo delle matrici organiche trattabili

CODICI C.E.R.	MATRICI che possono essere alimentate all'impianto	DESCRIZIONE QUALITATIVA
02 05 01	SCARTI INUTILIZZABILI DELL'ATTIVITÀ LATTIERO-CASEARIA	Scotta, scotta concentrata, latticello, siero del latte, siero concentrato, scarti di latte, lattosio concentrato, yogurt, formaggi di scarto, ecc....
02 03 04	ACQUE AMIDATE	Liquido della cottura del riso. Scarti della trasformazione e trattamento dei cereali.
	SCARTI OLEOSI	Scarti oleosi derivanti dalla centrifugazione e separazione dei componenti degli olii alimentari
	SCARTI LAVORAZIONE FRUTTA	Acque e scarti della lavorazione, concentrati di scarto, succhi di frutta, ecc....
02 06 01	SCARTI DELL'INDUSTRIA DOLCIARIA	Concentrati / creme e soluzioni zuccherine
02 07 04	SCARTI DELLA PRODUZIONE DI BEVANDE	Bevande zuccherine / bevande alcoliche
02 05 02	FANGHI ORGANICI	Fanghi del trattamento degli effluenti dell'industria lattiero-casearia

Le quantità relative delle diverse matrici organiche trattabili, che determinano la “ricetta” dell’alimentazione, possono variare in funzione della loro disponibilità sul mercato; si cercherà tuttavia di favorire una alimentazione dell’impianto il più uniforme possibile (ricorrendo per questo ad una omogeneizzazione iniziale), anche utilizzando substrati additivi (come la glicerina), per garantire un carico di COD in ingresso, per quanto possibile, sufficientemente elevato e costante; ciò si ottiene anche agendo sulla portata dell’alimentazione in funzione della concentrazione di COD in ingresso (che, può variare in un range molto ampio, da 40 a 100 g/l).

L’impianto è stato dimensionato per produrre fino a 1'200 Sm³/h di biometano avanzato con una portata ponderale giornaliera alimentata (alla sezione di digestione anaerobica) pari a 600 t/giorno, corrispondente ad un quantitativo massimo annuo di rifiuti trattati pari a 220'000 t/anno.

Nella figura 8 che segue è riportato lo schema di un bilancio di massa semplificato del processo di recupero, nell’ipotesi di un’alimentazione corrispondente a 220'000 t/anno di scarti/rifiuti organici liquidi (pompabili) aventi una concentrazione media di COD pari a 50 g/l.

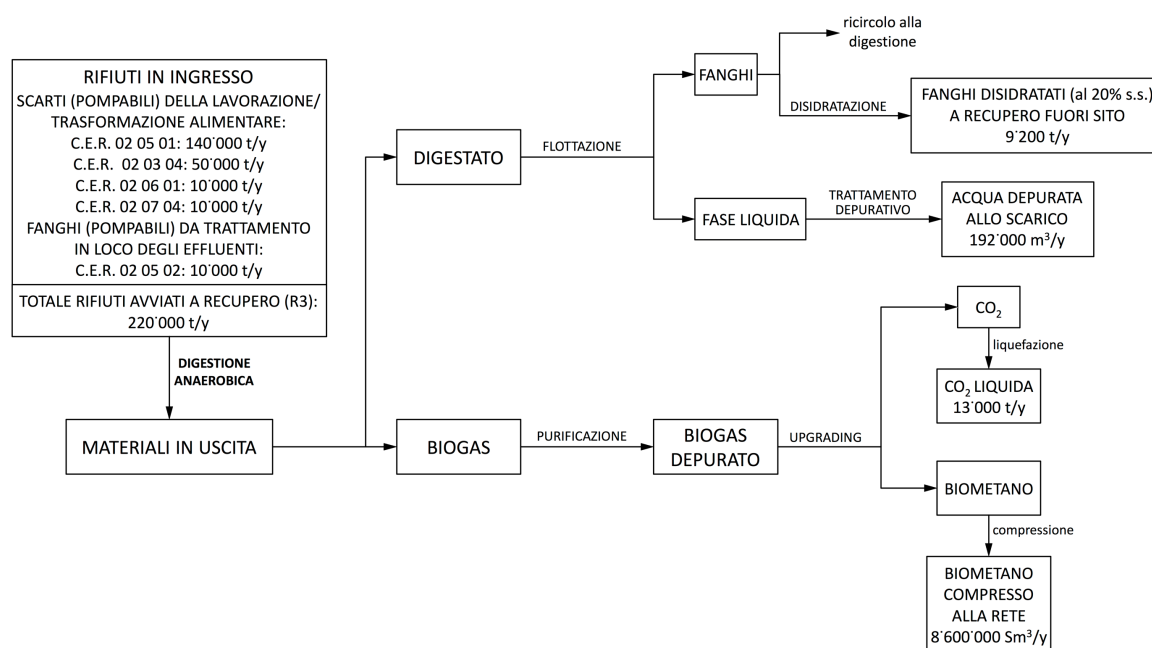


Figura 8: Bilancio di massa semplificato del processo di recupero proposto

Con riferimento a quanto sopra e richiamando anche i contenuti del Capitolo 1., l'impianto proposto si compone delle seguenti **sezioni impiantistiche principali**:

1. DIGESTIONE ANAEROBICA
2. PURIFICAZIONE E UPGRADING DEL BIOGAS E CONSEGNA DEL BIOMETANO
3. LIQUEFAZIONE DELL'ANIDRIDE CARBONICA
4. TRATTAMENTO DEL DIGESTATO

delle seguenti **sezioni impiantistiche ausiliarie**:

5. COGENERAZIONE (DI ENERGIA ELETTRICA ED ENERGIA TERMICA)
6. PRODUZIONE DI ENERGIA TERMICA SUPPLEMENTARE (GENERATORE DI ACQUA CALDA)
7. TORCIA DI EMERGENZA

e delle **opere complementari**:

8. INVOLUCRI EDILIZI
9. RETI DI SCARICO. MANUFATTI DI CAPTAZIONE, RACCOLTA E REGIMENTAZIONE DELLE ACQUE METEORICHE
10. OPERE/APPRESTAMENTI DI INSERIMENTO E MITIGAZIONE AMBIENTALE - PAESAGGISTICA.

Il lay-out dell'impianto è argomento dell'Elaborato grafico A2.2 mentre gli schemi di processo, di insieme dell'impianto e di dettaglio delle singole unità funzionali (P&I), sono raccolti nell'Elaborato grafico A2.3.

Con riferimento ai suddetti elaborati grafici e richiamando, per quanto di utilità, i contenuti del Capitolo 1., di seguito si riporta la descrizione delle diverse unità (principali, ausiliarie e complementari) che compongono l'impianto in discussione.

4.1 COMPARTO DI DIGESTIONE ANAEROBICA

L'impianto di A.F. Bioenergie è stato studiato e progettato per la trasformazione di scarti alimentari allo stato liquido (o comunque pompabile) nei quali la sostanza organica trovasi praticamente già del tutto idrolizzata (non rendendosi di conseguenza necessario prevedere dei tempi di idrolizzazione).

Per quanto sopra si è optato per una tecnica di digestione:

- continua,
- monostadio in reattori CSTR,
- termofila (con riscaldamento esterno),

adatta alla metanizzazione di "bioliquidi" con contenuto organico (COD) medio-basso (a partire da 40 g/lit di COD).

Il dimensionamento del comparto di digestione è stato effettuato adottando un carico volumetrico specifico:

$$C_v = 4,3 \text{ Kg COD/m}^3 \times \text{giorno}$$

ricavato da dati sperimentali di "caricabilità" del substrato in condizioni specifiche analoghe e quindi sulla base di esperienze precedenti.

Considerando i dati di progetto dell'impianto, così sintetizzati:

- portata volumetrica giornaliera equalizzata da trattare: $Q = 600 \text{ m}^3/\text{d}$,
- concentrazione massima equalizzata di COD nell'alimentazione:
 $\text{COD} = 100 \text{ g/lit} = 100 \text{ Kg/m}^3$,

e adottando un carico volumetrico specifico $C_v = 4,3 \text{ Kg COD/m}^3 \times \text{d}$, il volume di digestione richiesto ascende a:

$$V = Q \times \text{COD} / C_v = 600 \times 100 / 4,3 \approx 14'000 \text{ m}^3$$

Nelle condizioni suddette, si ottiene un tempo di permanenza (in digestione) pari a:

$$T = V/Q = 14'000 / 600 \approx 23 \text{ giorni}$$

ampiamente idoneo a garantire il completo decorso di tutte le reazioni che compongono il processo di digestione anaerobica di una matrice organica liquida.

Per un ottimale sfruttamento dell'impianto (con la dovuta flessibilità) e per garantire la massima affidabilità di gestione, tramite il controllo dell'alimentazione e dei parametri di processo, si è optato per la suddivisione dello specifico comparto in tre reattori (digestori termofili) uguali, alimentati in parallelo, aventi ciascuno un volume utile pari a 4'600 m³.

Con un accurato controllo dei parametri di processo (principalmente: temperatura, pH, produzione di biogas e tenore di metano nel biogas), che viene effettuato con l'ausilio di specifici algoritmi, atto ad assicurare il mantenimento stabile degli equilibri e a massimizzare le cinetiche delle reazioni, si ottiene una digestione dei carboidrati prossima alla totalità.

Il comparto di digestione è costituito da due segmenti funzionali:

- 1) il segmento di *accumulo ed omogeneizzazione delle matrici da digerire*;
- 2) il complesso di *digestori anaerobici*.

4.1.1 Accumulo ed omogeneizzazione delle matrici/rifiuti organici liquidi di alimentazione

Le matrici (liquide) da fermentare vengono conferite tramite autotreni-cisterna, aventi una capacità massima di 30 m³, regolarmente autorizzati (anche) per il trasporto di rifiuti. Dalle cisterne dei vettori di trasporto, parcheggiati in apposita piazzola nei pressi della pesa, i bioliquidi vengono trasferiti (pompati) direttamente nella vasca di accumulo (V1) tramite tubazioni interrate fisse in materiale plastico. La vasca di accumulo (V1) è strutturata come un digestore: è cilindrica verticale, realizzata in calcestruzzo armato internamente protetto con rivestimento in poliurea e dotata di copertura a doppia membrana per risultare adatta anche alla raccolta e al contenimento di eventuale gas; in altre parole trattasi di un serbatoio "gasometrico" a tenuta ermetica. La vasca è interrata per 1,20 m rispetto alla quota 0,00 della strada di accesso e, per ragioni estetiche/di inserimento ambientale, sulle pareti esterne fuori terra è stata prevista l'applicazione di un rivestimento in lamiera preverniciata di colore verde pallido.

Il volume della vasca di accumulo deve essere tale da garantire tanto un'adeguata autonomia di alimentazione (che deve essere assicurata anche nelle giornate non lavorative, ossia per tutti i giorni dell'anno), quanto un'opportuna omogeneizzazione delle diverse matrici caratterizzate da concentrazioni (anche molto) variabili di carboidrati, in modo da realizzare una ottimale "ricetta" dell'alimentazione, dato che l'impianto ha un

funzionamento ottimale quando viene alimentato con bioliquidi aventi un COD di almeno 40 g/lit.

Per quanto sopra, sulla base di esperienze già maturate in analoghe situazioni, si è ritenuto opportuno prevedere un volume utile di accumulo pari a 3'000 m³, che assicura una autonomia di alimentazione di almeno 5 giorni. Questo volume (di accumulo ed omogeneizzazione) viene garantito da una vasca cilindrica verticale avente le seguenti dimensioni utili (interne):

- diametro: 24,50 m
- altezza: 7,00 m
- altezza max riempimento: 6,50 m

che rende appunto un volume netto di 3'060 m³.

4.1.2 Digestione anaerobica

Dalla vasca di accumulo, i bioliquidi omogeneizzati vengono trasferiti (pompati), mediante tubazioni fisse, ad una batteria di n° 3 digestori (V2-V3-V4) alimentati in parallelo secondo le effettive necessità determinate dalla disponibilità delle matrici organiche (da digerire); come già detto, ciascun digestore ha un volume utile di 4'600 m³ e può quindi essere alimentato, orientativamente, con una portata di 200 m³/d di bioliquidi caratterizzati da una concentrazione di COD finanche di 100 g/lit. All'interno del digestore (monostadio) si realizza l'intero processo di degradazione biologica con produzione di biogas grazie all'attività di batteri anaerobici termofili in un intervallo di temperatura mantenuto fra 48° e 56°C.

I tre fermentatori (V2-V3-V4) sono essenzialmente delle vasche cilindriche verticali realizzate in calcestruzzo armato, internamente protetto da un rivestimento in resina antiacida e antiaderente, dotate tutte di copertura gasometrica autoportante a doppia membrana in manto poliestere, per la raccolta e il contenimento del biogas prodotto; la copertura gasometrica di ciascun digestore garantisce una capacità di accumulo pari a 3'600 m³ di biogas in un campo di pressione mantenuto tra 2 e 4 mbar relativi; la forma esterna della "cupola" viene mantenuta mediante insufflazione d'aria, nella camera fra le due membrane, effettuata con apposito elettroventilatore; in ogni caso, viene anche previsto un sostegno centrale di una rete di supporto nel caso venisse a mancare l'aria.

Il sistema risulta essere “a sicurezza intrinseca rispetto allo scoppio” dato che il ventilatore non può determinare una sovrappressione tale da danneggiare la cupola.

Nella figura 9 che segue viene riportato un disegno schematico del digestore.

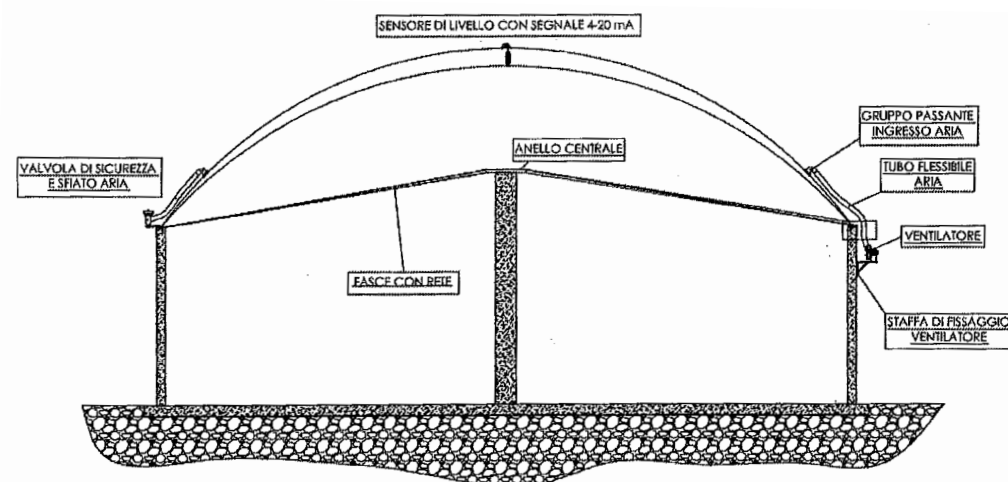


Figura 9: Disegno schematico del digestore

La vasca cilindrica verticale in calcestruzzo armato, di ciascun digestore ha le seguenti dimensioni interne:

- diametro: 30,00 m
- altezza: 7,00 m
- altezza max riempimento: 6,50 m

che rende appunto un volume netto di circa 4'600 m³.

Anche i digestori risulteranno interrati per 1,20 m rispetto alla quota della strada di accesso.

Per garantire il mantenimento del range di temperatura ottimale del processo e quindi ai fini della termostatazione, ciascun digestore è:

- coibentato esternamente con pannelli di polistirene espanso dello spessore di 10 cm,
- dotato di sistema di riscaldamento esterno mediante ricircolazione della biomassa in apposito scambiatore (pulibile lato biomassa) biomassa/acqua calda prodotta dal cogeneratore (e all'occorrenza da un generatore di calore).

Anche per i tre digestori, per ragioni estetiche/di inserimento ambientale, all'esterno della pannellatura coibente delle pareti fuori terra, è stata prevista l'applicazione di un rivestimento in lamiera metallica di colore verde cromo (vasche V2 e V4) e oliva giallastro (vasca V3).

Ogni digestore è dotato di n°4 miscelatori lenti (mixer) il cui azionamento viene comandato ad opportuni intervalli tramite apposito algoritmo in modo da ottenere una adeguata miscelazione della biomassa in digestione col minimo dispendio energetico.

Il fabbisogno energetico complessivo (energia termica + energia elettrica) del comparto di digestione anaerobica, alimentato a pieno regime, ascende approssimativamente a 2'400 MWh/anno.

Come già spiegato nel par. 1.2.1, una prima desolforazione si ottiene, nell'ambito del processo di digestione, tramite conversione chimica dell'idrogeno solforato in solfuro di Ferro insolubile che si realizza con dosi appropriate di sali di Ferro immesse direttamente nella biomassa in fermentazione; è stata allo scopo pertanto prevista una linea di dosaggio controllato di cloruro ferrico in soluzione commerciale al 41% (asservita a ciascun digestore) così come, per la conseguente regolazione del pH (il cloruro ferrico è un reagente acido), a ciascun digestore è anche asservita una linea di dosaggio di soda caustica (NaOH al 30%) controllato da una catena di regolazione del pH (pH-metro regolatore). Viene altresì previsto il dosaggio, al bisogno, di composti nutritivi specifici per processi anaerobici atti a sostenere un ottimale metabolismo batterico. A questo riguardo si evidenzia che per mantenere un adeguato carico di COD, soprattutto in presenza di matrici relativamente povere di sostanza organica (COD inferiore a 40 g/lt), viene anche previsto l'apporto di substrati (materie prime) ad elevata concentrazione di sostanza organica come la glicerina; in questo caso, tuttavia, la glicerina (prestoccata in apposito silos) viene immessa nella vasca di accumulo (V1) ed omogeneizzata con le altre matrici. Con l'impianto a pieno regime, l'apporto di glicerina grezza può essere indicativamente valutato in circa 2'000 t/anno, mentre il fabbisogno di altri ausiliari di processo è indicativamente il seguente:

– cloruro ferrico commerciale (al 41%):	130 t/anno
– polielettrolita cationico:	50 t/anno
– soda caustica (al 30%):	6 t/anno
– soluzioni nutritive per processi anaerobici:	1 t/anno

4.2 **COMPARTO DI PURIFICAZIONE E DI UPGRADING DEL BIOGAS E CONSEGNA DEL BIOMETANO**

Il biogas prodotto nel comparto di digestione anaerobica è composto da metano ($50 \div 55 \%$) e anidride carbonica ($45 \div 50 \%$) ed è saturo in vapore acqueo; è presente idrogeno solforato in concentrazioni iniziali variabili tra 1'000 e 2'000 p.p.m. ma, in ragione delle matrici alimentate, non vi si ritrovano silossani né composti azotati.

La produzione annua di biogas del comparto di digestione anaerobica a pieno regime ascende a 15'500'000 Nm³ da cui si può ricavare un volume pari a circa 8'600'000 Sm³ di biometano avanzato. Tuttavia, per rispondere ai requisiti richiesti (sia al biometano avanzato che all'anidride carbonica, destinata ad un uso alimentare), il biogas deve essere sottoposto ad appropriati trattamenti di purificazione e di upgrading.

La purificazione concerne essenzialmente nella **desolforazione** mentre l'**upgrading** riguarda la separazione dei due gas (metano e anidride carbonica), previa (ulteriore) raffinazione "qualitativa".

All'abbattimento dell'idrogeno solforato concorrono due sistemi:

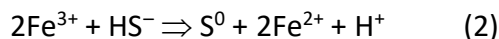
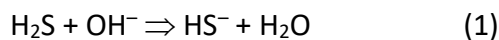
- la conversione chimica (formazione di solfuro di ferro insolubile) all'interno dei digestori (già descritta nel precedente par. 4.1.2);
- la rimozione dell'idrogeno solforato residuo (veicolato dal biogas) tramite una reazione di ossido-riduzione catalizzata, attraverso la quale lo ione solfuro (assorbito in acqua a pH controllato) viene ossidato a Zolfo elementare che può così essere separato allo stato solido.

Il biogas desolfurato viene quindi avviato al comparto di upgrading (separazione del metano dall'anidride carbonica) che sfrutta (vedasi anche il par. 1.2.2) la moderna **tecnica a membrane** e che include anche un sistema di **pretrattamento** atto alla rimozione dell'umidità e all'abbattimento delle ultime tracce di idrogeno solforato e di composti organici volatili (tramite adsorbimento su carbone attivo).

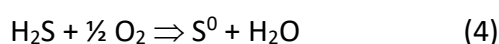
4.2.1 **Desolforazione del biogas**

Il processo di desolforazione applicato sfrutta una reazione di ossido-riduzione alla quale partecipano lo ione S⁻ (ottenuto da una prima ossidazione dello ione solfuro chemiassorbito in acqua alcalinizzata) e lo ione Fe³⁺ (contenuto in un additivo, cd. AD13, a base di sale ferrico); più in particolare, lo ione S⁻ si

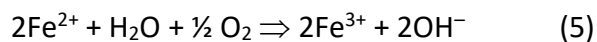
ossida a zolfo elementare S^0 mentre lo ione Fe^{3+} si riduce a Fe^{2+} in presenza di apposito catalizzatore (pure contenuto nell'additivo AD13). Le reazioni di riferimento (che avvengono all'interno di una "colonna di lavaggio" del gas) sono le seguenti:



e globalmente:



La "rigenerazione" dello ione Ferro (da ferroso a ferrico) si ottiene mediante ossidazione con aria a pH controllato (in apposito reattore) secondo la reazione:



Lo zolfo elementare (allo stato solido fangoso) può essere separato dalla fase liquida (che viene ricircolata nel reattore di ossidazione) mediante sedimentazione.

Lo schema concettuale del processo viene riportato nella figura 10 a seguire.

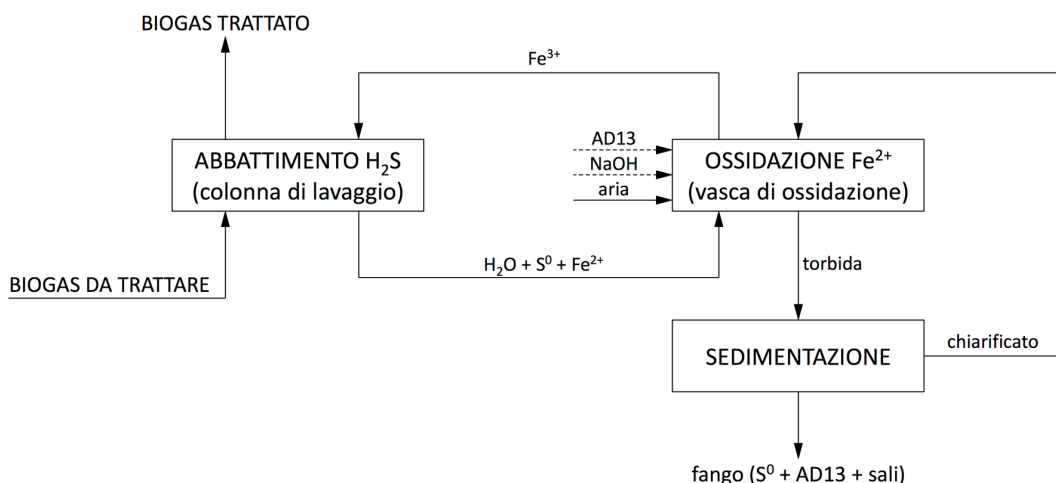


Figura 10: Schema concettuale del processo di rimozione dell'idrogeno solforato

L'impianto di desolforazione è costituito dalle seguenti sezioni di trattamento:

- 1) lavaggio,
- 2) ossidazione,
- 3) sedimentazione (separazione della fase solida).

Per il lavaggio si ricorre ad una colonna di assorbimento (scrubber) cilindrica verticale in polipropilene dotata di rampe di spruzzaggio con ugelli a cono pieno e di demister superiore alveolare per la rimozione dei trascinamenti liquidi.

La "rigenerazione" dello ione Ferro (da ferroso a ferrico) si ottiene mediante ossidazione con aria (a pH controllato) in apposita vasca areata tramite diffusori a bolle fini accoppiati ad idonea elettrosoffiante centrifuga.

La separazione dello Zolfo si ottiene per sedimentazione in apposito decantatore statico verticale tipo "Dortmund".

Lo schema di funzionamento dell'impianto di desolforazione è riportato nella figura 11 che segue.

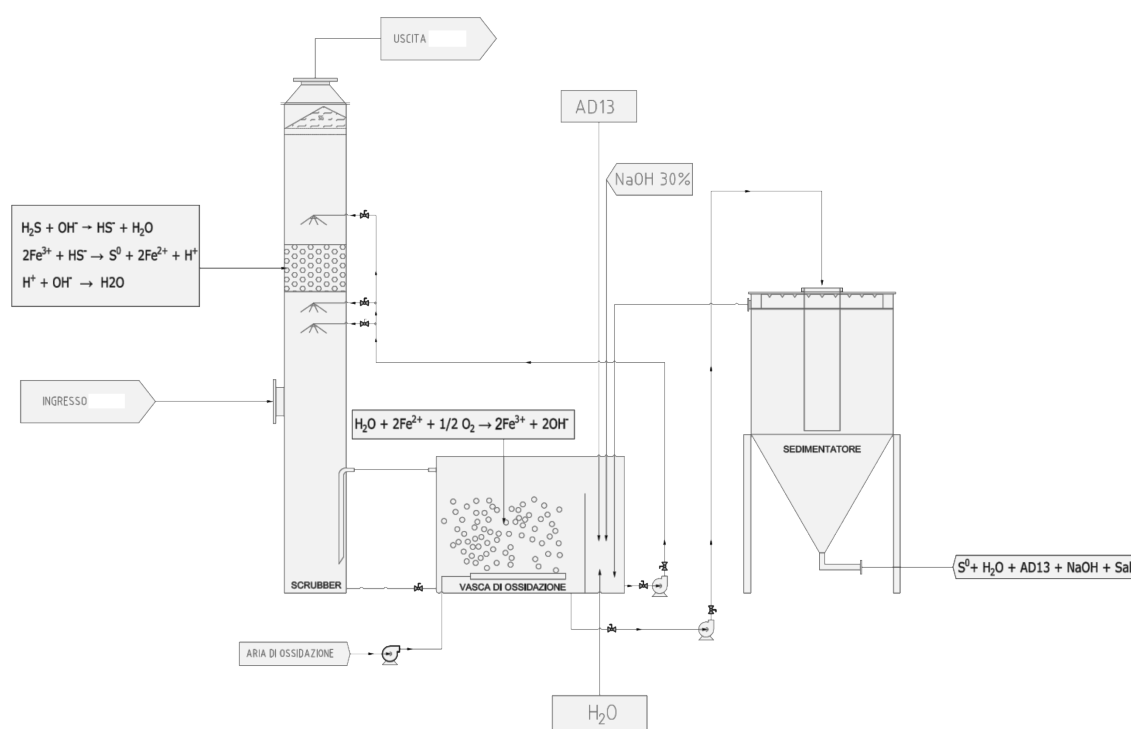


Figura 11: Schema di funzionamento dell'impianto di desolforazione

L'impianto di desolforazione è stato dimensionato sulla base dei seguenti dati di progetto:

- portata massima (Q_G) di biogas da trattare: 2'000 m³/h
- concentrazione massima di idrogeno solforato in ingresso: 2'000 p.p.m.

e dei seguenti parametri di dimensionamento:

- velocità (v) del gas in colonna: < 2 m/s
- tempo di permanenza (t) del gas in colonna: > 30 s
- rapporto liquido/gas ($R_{L,G}$): 0,035 m³/ m³

e con le seguenti caratteristiche (richieste) del liquido di lavaggio:

- pH del liquido: 9
- concentrazione di Ferro disciolto nel liquido: 1 g/l

tenendo conto di dover garantire una resa di rimozione dell'idrogeno solforato superiore al 95% (idrogeno solforato residuo: inf. 100 p.p.m.).

È stata scelta una colonna di assorbimento del diametro di 2'000 mm, alta 8 m con una zona di lavaggio di 5,5 m che assicura pertanto i seguenti parametri caratteristici:

- velocità del gas in colonna: 0,177 m/s < 2 m/s
- tempo di permanenza del gas in colonna: 31 s > 30 s

Per il ricircolo della soluzione di lavaggio si prevede l'impiego di n°2 pompe centrifughe ad asse orizzontale aventi una portata di 35 m³/h cad., che quindi assicurano un rapporto liquido/gas pari a: $35 \times 2 / 2'000 = 0,035$ come richiesto.

La vasca di ossidazione (e ricircolo) del liquido di lavaggio ha un volume di 20 m³.

Una frazione del liquido di lavaggio (8 m³/h) viene estratta e convogliata ad un sedimentatore statico verticale tipo "Dortmund" del diametro di 3'000 mm, alto 7 m e avente un volume pari a 30 m³, che assicura quindi i seguenti parametri di esercizio:

- velocità di sedimentazione: 0,88 m/h
- tempo di permanenza: 3,75 h

adeguati a garantire una efficace separazione (decantazione) del fango.

Il fango estratto dal fondo del sedimentatore, in quanto sostanzialmente costituito da Zolfo e idrato ferrico ed avente quindi specifiche proprietà ammendanti viene convogliato nella vasca di accumulo della frazione solida di supero del digestato che, previa disidratazione, viene destinato all'industria dei fertilizzanti.

Nella figura 12 che segue viene riportata una vista assonometrica di assieme dell'impianto di desolforazione previsto.

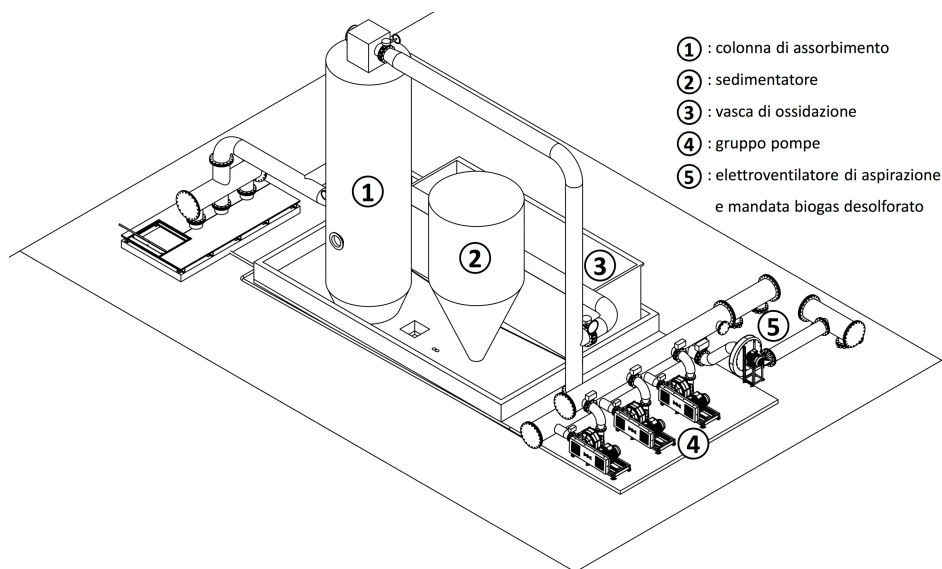


Figura 12: Vista assonometrica di assieme dell'impianto di desolforazione

4.2.2 Upgrading del biogas

Il processo di separazione del metano dall'anidride carbonica (i due principali composti del biogas purificato) tramite MEMBRANE sfrutta la differenza di permeabilità di CO_2 e CH_4 nell'attraversamento di particolari membrane polimeriche; in buona sostanza, richiamando quanto già spiegato al par. 1.2.2.3, l'anidride carbonica permea attraverso le membrane (in fascio di fibre tubolari) mentre il metano rimane nel retentato, come graficamente rappresentato nella figura 13 a seguire.

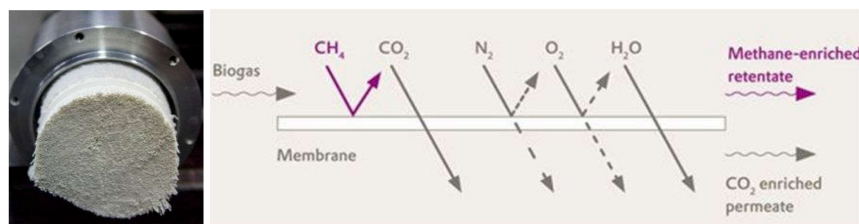


Figura 13: Meccanismo di separazione delle membrane

Le membrane rappresentano lo stadio finale del processo di upgrading del biometano, prima della compressione e della successiva immissione in rete.

Il sistema di separazione a membrana dell'*upgrading technology* di *Pentair*, specificatamente studiato per l'impianto proposto da A.F. Bioenergie (la cui descrizione tecnica è argomento dell'*Allegato A1.3*), prevede tre stadi sequenziali di processo implementati come sinteticamente rappresentato nella figura 14 a seguire.

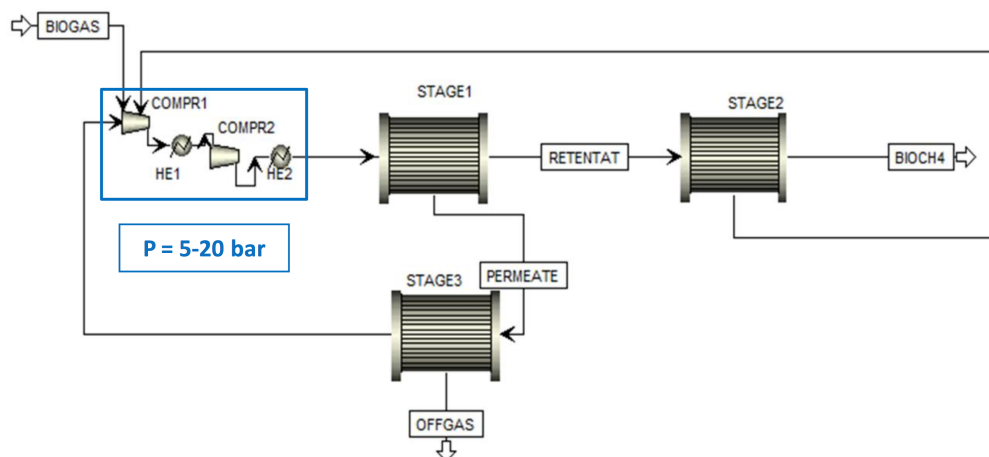


Figura 14: Schema di funzionamento dell'upgrading a membrana a tre stadi

Come già anticipato in apertura di paragrafo, per garantire le migliori performances della separazione ottenibile con la più evoluta tecnologia a membrana, ovvero:

- recupero del metano superiore al 99%,
- purezza del biometano superiore al 98% vol,
- purezza dell'anidride carbonica prodotta prossima al 99%,

è necessario prevedere un adeguato **pretrattamento** del biogas atto a garantirne la deumidificazione e ad assicurare la rimozione delle residue tracce di idrogeno solforato, di eventuali tracce di composti organici volatili diversi dal metano e di eventuali sostanze particolate.

La deumidificazione è ottenuta mediante la tecnica della condensazione a secco attraverso più stadi sequenziali di raffreddamento.

La rimozione delle residue tracce di idrogeno solforato viene effettuata mediante adsorbimento catalitico su due letti di carbone attivo in serie al fine di evitare fughe incontrollate di acido solfidrico per esaurimento dei letti; il grado di saturazione del primo filtro viene costantemente controllato tramite

apposito analizzatore del gas in uscita; all'approssimarsi di un predefinito set-point di concentrazione di idrogeno solforato, il flusso di gas viene invertito: il secondo filtro diventa il primo e il primo filtro (dopo la sostituzione del letto adsorbente esaurito) diventa il secondo e così via.

Una ulteriore coppia di filtri a carbone attivo in serie (a flusso "invertibile"), preceduta da un riscaldatore, viene previsto per la rimozione di eventuali VOC e infine, a monte del compressore, si prevede l'installazione anche di un filtro a secco per la rimozione di eventuali sostanze particolate.

Il biogas viene quindi compresso alla pressione richiesta. Per il recupero di eventuali perdite d'olio dalle tenute meccaniche del compressore si ricorre ad apposito sistema messo a punto da *Haffmans (HORS – Haffmans Oil Recovery System)*.

All'uscita del compressore, il biogas (che evidentemente si è riscaldato seguendo approssimativamente l'equazione di stato dei gas) viene raffreddato tramite un aftercooler ad alta pressione, seguito da un chiller (pure ad alta pressione) fino a raggiungere una temperatura inferiore al punto di rugiada dell'acqua, che quindi condensa. Il gas refrigerato viene infine riscaldato in un surriscaldatore per ridurre l'umidità relativa (residua) onde prevenire fenomeni di condensazione sulle membrane e raggiungere una temperatura (ideale) per massimizzare la performance delle membrane.

Per maggiori dettagli e approfondimenti sul sistema di upgrading messo a punto da Pentair e proposto dalla sua controllata Haffmans per l'impianto di A.F. Bioenergie si rimanda alla relazione tecnica argomento dell'Allegato A1.3.

4.2.3 Compressione del biometano e connessione alla rete di trasporto

Il metano prodotto viene introdotto nella rete SNAM, con destinazione al mercato dei trasporti come biocarburante avanzato, attraverso apposite sezioni di:

- compressione,
- regolazione e misura.

Per la compressione viene utilizzato un compressore a due stadi del tipo non lubrificato ("oil free") con un motore da 110 KW (direttamente accoppiato e controllato da inverter), dimensionato per innalzare la pressione di una portata pari a 1'200 Sm³/h di biometano fino al valore richiesto, pari a 54 bar g.

Il compressore è compartimentato all'interno di un vano di un container metallico, che comprende anche un vano (separato) di alloggiamento del quadro elettrico di controllo, in modo da garantire un livello di emissione di rumore non superiore a 75 dB(A) a 1 m dalle pareti esterne dell'involucro.

Il quadro elettrico gestisce l'alimentazione e tutte le funzioni di comando e controllo del compressore, con parametri operativi visualizzati su apposito monitor, così come gli allarmi, questi ultimi anche remotati ad un utente sempre raggiungibile.

Il raffreddamento del gas e dei cilindri avviene tramite ricircolazione d'acqua (entro appositi scambiatori montati sul compressore stesso) che viene a sua volta raffreddata tramite aerorefrigerante.

La "REgolazione e MIsura" avviene con apposite apparecchiature alloggiate all'interno di apposito manufatto prefabbricato (cabina "RE.MI") all'uopo allestito. All'interno della cabina "RE.MI" vengono effettuate le seguenti operazioni:

- regolazione della pressione: controllo e stabilizzazione della pressione del biometano al livello prestabilito dal Gestore della Rete;
- misurazione del gas: contabilizzazione del biometano attraverso apposita strumentazione venturimetrica o volumetrica;
- odorizzazione: aggiunta di sostanze odoranti, necessarie per evidenziare la presenza di gas in caso di fughe o perdite.

La gestione della cabina "RE.MI" avviene tramite sistema telematico, utilizzato per monitorare costantemente il corretto funzionamento delle apparecchiature e per rilevare in tempo reale eventuali anomalie/disfunzioni o guasti.

4.3 LIQUEFAZIONE DELL'ANIDRIDE CARBONICA

Con l'impianto proposto da A.F. Bioenergie, funzionante alla potenzialità nominale e quindi a pieno regime, si ha la produzione di 13'000 t/anno di CO₂ liquida (idonea all'impiego alimentare) che viene ritirata da Air Liquide, peraltro anche socio di A.F. Bioenergie.

Per recuperare la CO₂ (che permea attraverso le membrane del comparto di upgrading descritto al par. 4.2), al livello di purezza richiesto, si utilizza la tecnica criogenica (di condensazione selettiva dell'anidride carbonica).

Il sistema di liquefazione della CO₂ messo a punto da *Pentair* (la cui descrizione tecnica è argomento dell'*Allegato A1.4*), prevede diversi stadi sequenziali di processo che nel loro insieme consentono di eliminare in modo pressochè completo:

- umidità,
- gas estranei (metano, azoto, ossigeno),
- odori,

e quindi di ottenere, in buona sostanza, CO₂ liquida pura praticamente al 100%.

La tecnica criogenica applicata consente peraltro di affinare anche il recupero del biometano in quanto gli incondensabili (tra cui il biometano) vengono riciclati alla sezione membrane.

Gli stadi che compongono il segmento di liquefazione della CO₂ sono i seguenti:

- compressione,
- preraffreddamento,
- essiccamento e filtrazione/adsorbimento su carbone attivo,
- condensazione/liquefazione e strippaggio degli incondensabili.

La CO₂ liquefatta viene infine avviata allo stoccaggio che avviene in n°2 serbatoi cilindrici orizzontali della capacità di 75 m³/cadauno.

I compressor a secco comprimono la CO₂ umida in due fasi per ottenere la pressione di condensazione impostata, pari a 18 bar; a valle di ciascun stadio di compressione si effettua un raffreddamento (intercooler, dopo il primo stadio e aftercooler dopo il secondo stadio). La CO₂ umida compressa viene ulteriormente raffreddata a monte (pre-raffreddamento) dell'unità di

essiccamento e filtrazione/adsorbimento, sia per ridurre il carico termico dell'essicazione (rimuovendo parte dell'acqua per condensazione), sia per aumentare l'efficienza degli adsorbitori a carbone attivo (deodorizzatori). L'unità di essiccamento e di deodorizzazione della CO₂ consegue l'obiettivo di rimuovere, dal flusso gassoso alimentato, la residua umidità e le impurità che comprometterebbero l'utilizzo alimentare del prodotto finale; l'unità è composta da due moduli (essicatore + filtro a carbone attivo) accoppiati, con funzionamento alternato: un modulo lavora mentre l'altro viene rigenerato, in modo da garantire la continuità del processo; l'essicatore asciuga la CO₂ al suo punto rugiada (-60°C); dopo un ciclo di 12 h, un filtro a carbone attivo viene rigenerato mediante riscaldamento e flussaggio con una piccola portata di CO₂ e può pertanto ritornare in fase di produzione, mentre il secondo passa alla fase di rigenerazione e così via. Per la condensazione/liquefazione della CO₂ viene impiegata una unità di raffreddamento che utilizza ammoniaca come fluido refrigerante. Gli incondensabili che si raccolgono alla sommità del condensatore vengono "strippati" e riciclati alla sezione membrane per il recupero di eventuale metano.

Per maggiori dettagli e approfondimenti sul sistema criogenico di recupero dell'anidride carbonica messo a punto da Pentair e proposto dalla sua controllata Haffmans per l'impianto di A.F. Bioenergie si rimanda alla relazione tecnica argomento dell'Allegato A1.4.

4.4 TRATTAMENTO DEL DIGESTATO

Dai reattori del comparto anaerobico viene estratto un volume di digestato, approssimativamente pari a quello delle matrici alimentate, costituito da una torbida che, come spiegato al par. 1.4, viene avviata ad una sezione di flottazione in cui si ottiene la separazione del fango dalla (preponderante) frazione liquida.

Il sistema adottato è quello della *flottazione ad aria disciolta* che si basa sulla variazione della solubilità dell'aria in acqua al variare delle condizioni di pressione. Il digestato estratto dai fermentatori, addizionato opportunamente di un flocculante (polielettrolita organico), viene pressurizzato introducendo simultaneamente aria fino alla completa dissoluzione di quest'ultima; si ottiene così una sospensione satura d'aria (disciolta) che, scaricata nel flottatore, depressurizza rilasciando micro-bolle d'aria; queste micro-bolle d'aria aderiscono ai fiocchi di fango, riducendone la densità e facendoli così risalire in superficie, dalla quale vengono facilmente rimossi in continuo mediante un apposito sistema a racle; i fanghi flottati vengono quindi convogliati (dal raschiatore di superficie) in apposito comparto tramoggiato. Al fine di ridurre i consumi energetici e minimizzare la possibile rottura dei fiocchi all'atto della formazione delle micro-bolle, viene pressurizzata e poi ricircolata una parte del liquido (chiarificato) necessario alla formazione della quantità di micro-bolle strettamente necessaria. Il flottatore dispone anche di una zona di decantazione per la sedimentazione di solidi non flottabili che vengono estratti dal fondo e trasferiti nell'apposito comparto tramoggiato di raccolta del flottato.

È stata prevista una coppia di unità di flottazione per ciascun digestore, per un totale di n°6 unità installate in apposita area tettoiata; ciascun flottatore ha una superficie di 16 m² ed essendo dimensionato per un carico specifico superficiale di solidi pari a 20 kg SS_t/m² x h, può separare 320 kg SS_t/h.

Dal fondo del comparto tramoggiato di raccolta, il fango flottato (e anche quello decantato), contenente dal 5% al 7% di sostanza solida, prelevato da una pompa monovite, viene in parte ricircolato ai digestori (per mantenere la concentrazione della biomassa attiva) e in parte (frazione di supero) estratto dal sistema. Alla potenzialità nominale del comparto di digestione (rimozione di 64 t/d di COD), si stima di dover estrarre dal sistema circa 4,5 t/d di sostanza secca, ossia approssimativamente 75 m³/d di fango contenente in media il 6% di sostanza secca ed avente quindi una consistenza "pompabile".

Questo volume di fango viene convogliato in una vasca (V0) del volume utile di 400 m³, sigillata da una cupola gasometrica a membrana (tenuta in atmosfera di biogas) e provvista di mescolatore; la vasca (V0) ha un volume utile di stoccaggio atto a garantire un tempo di detenzione della frazione semisolida di digestato in eccesso di oltre 5 giorni, tempo utile a far decadere la capacità flocculante del polielettrolita usato nei flottatori.

4.4.1 Trattamento della frazione liquida del digestato

La frazione liquida in uscita dalla sezione di flottazione veicola un significativo carico di Azoto e di Fosforo, oltre ad un residuale carico organico (COD), richiedendo pertanto un adeguato trattamento per poter essere scaricata nel rispetto dei limiti tabellari prescritti dalle N.T.A. del P.T.A. Veneto in relazione al recettore individuato (che nel nostro caso è un corso d'acqua superficiale: lo scolo Busa).

Il refluo da trattare ha le seguenti caratteristiche qualitative medie (di interesse):

– pH:	7,0 ÷ 7,5
– COD:	500 mg/l
– BOD ₅ :	300 mg/l
– Azoto totale (TKN):	750 mg/l
– Azoto ammoniacale:	600 mg/l
– Fosforo totale:	130 mg/l

L'impianto di trattamento della frazione liquida del digestato è stato definito e dimensionato per garantire, nell'effluente depurato, il rispetto dei limiti di accettabilità (allo scarico in acque superficiali) di cui alla Tab. 1, Allegato B delle N.T.A. del P.T.A. della Regione Veneto, prevedendo a tal fine la seguente filiera di trattamento:

1. *Pre-defosfatazione*
2. *Trattamento biologico aerobico a fanghi attivi, a doppio stadio, comprendente le sezioni di:*
 - pre-denitrificazione – 1° stadio,
 - ossidazione-nitrificazione – 1° stadio,
 - pre-denitrificazione – 2° stadio

- ossidazione-nitrificazione – 2° stadio,
- sedimentazione finale,

con implementata anche una sezione di defosfatazione chimica con sali di ferro.

Poiché alla potenzialità nominale dell'impianto di digestione si prevede dover alienare un volume di refluo pari a 192'000 m³/anno (vedasi bilancio di massa di figura 8 a pag. 29), con una estrazione (del digestato) spalmata su 200 giorni/anno, il volume giornaliero afferente alla sezione di trattamento della frazione liquida (nei giorni in cui viene alimentata) sarà pari a 960 m³/d; quindi la sezione di trattamento in parola viene prudenzialmente dimensionata sulla base dei seguenti parametri (di progetto):

- | | |
|--------------------------------|----------------------|
| – portata oraria: | 40 m ³ /h |
| – carico di COD: | 480 kg/d |
| – carico di BOD ₅ : | 288 kg/d |
| – carico di Azoto totale: | 720 kg/d |
| – carico di Azoto ammoniacale: | 576 kg/d |
| – carico di Fosforo totale: | 125 kg/d |

Di seguito si riportano la descrizione e la verifica di dimensionamento dei segmenti che compongono la filiera di trattamento.

4.4.1.1 Comparto di pre-defosfatazione

Come già spiegato al par. 1.4 (al quale si rimanda per ogni opportuno approfondimento) la frazione liquida del digestato, separata (dalla frazione fangosa) mediante flottazione, viene avviata ad un pretrattamento di defosfatazione di tipo chimico-fisico con il quale si ottiene la precipitazione controllata di fosfato di Magnesio e Ammonio esaidrato meglio conosciuto come *Struvite*.

La precipitazione avviene in appositi reattori in condizioni leggermente alcaline (a pH compreso fra 8,5 e 9,0), ottenute tramite dosaggio controllato di soda caustica, con l'apporto di dosi controllate di solfato idrato di Magnesio (mentre l'ammonio contenuto naturalmente nei reflui da trattare non è mai insufficiente). Nel reattore si ottiene quindi la "cristallizzazione" della *Struvite* che viene separata (dalla fase liquida) mediante decantazione in un successivo sedimentatore.

Dalla canaletta a profilo sagomato, alla sommità del sedimentatore, sfiora il liquido defosfatato che viene convogliato alla sezione biologica, mentre il decantato viene ricircolato nel reattore-cristallizzatore per favorire l'inseminazione e l'accrescimento dei cristalli di Struvite.

Periodicamente si provvede all'estrazione, dal fondo del sedimentatore, della frazione in eccesso di Struvite, che viene convogliata alla vasca di raccolta (V0) della frazione fangosa di supero del digestato da disidratare, che viene così arricchita di Azoto e Fosforo a tutto favore delle proprietà fertilizzanti.

La sezione di pre-defosfatazione è stata strutturata su due linee funzionanti in parallelo, ognuna delle quali alimentata con una portata di 20 m³/h e costituita da:

- un reattore-cristallizzatore, di forma cilindrica, avente un diametro di 3 m, un'altezza utile di 5 m e quindi un volume netto di 35 m³;
- un sedimentatore verticale tipo Dortmund con un diametro di 3 m ed un volume utile di 20 m³;
- un sistema di ricircolo-spurgo dei solidi decantati a mezzo pompa avente una portata pari a 5 m³/h.

Il gruppo di stoccaggio e dosaggio della soda caustica (soluzione commerciale al 30% di NaOH) è composto da un serbatoio cilindrico verticale in PE soffiato (a doppio contenitore) da 10 m³ e da n°2 pompe dosatrici (+1 di scorta) da 50 lt/h cadauna (una pompa per linea).

Il gruppo di stoccaggio e dosaggio della soluzione di solfato idrato di Magnesio (Mg SO₄ x 7H₂O) è composto da un serbatoio cilindrico verticale in PE soffiato (a doppio contenitore) da 10 m³ e da n°2 pompe dosatrici (+1 di scorta) da 50 lt/h cadauna (una pompa per linea).

La sezione di pre-defosfatazione ha un rendimento stimato di rimozione del Fosforo almeno pari al 60% e produce pertanto circa 500 kg/d di Struvite.

4.4.1.2 Comparto di trattamento biologico aerobico

Per la rimozione della sostanza organica disciolta (COD) e soprattutto dell'azoto (prevalentemente) ammoniacale si ricorre al trattamento biologico aerobico (vedasi par. 1.4). In considerazione del significativo carico di Azoto da rimuovere e dei severi limiti prescritti allo scarico (per il recapito previsto, in acque superficiali) delle diverse forme azotate, si è optato per lo schema di predenitrificazione-nitrificazione a doppio stadio in serie. Per compensare la carenza di sostanza organica biodegradabile dei reflui in ingresso, si prevede

di ricorrere all'apporto esterno di un bioliquido concentrato, come ad esempio una soluzione di glicerina al 85% che ha un contenuto di sostanza rapidamente biodegradabile (RBCOD) di circa 1 kg BOD₅/kg. Per sostenere le fasi di denitrificazione si rende in particolare necessario un contributo esterno di Carbonio corrispondente ad un carico aggiuntivo complessivo di BOD₅ pari a 2'212 kg/d, ripartito fra il 1° stadio (1'712 kg/d) e il 2° stadio (500 kg/d), in modo da poter disporre di un carico totale di BOD₅ di 2500 kg/d.

Si prevede altresì un dosaggio di cloruro ferrico (soluzione commerciale al 41%) per garantire la completa rimozione del Fosforo mediante co-precipitazione (degli ortofosfati) nei bacini di ossidazione-nitrificazione.

Lo schema del comparto di trattamento in questione è rappresentato nella figura 15 a seguire.

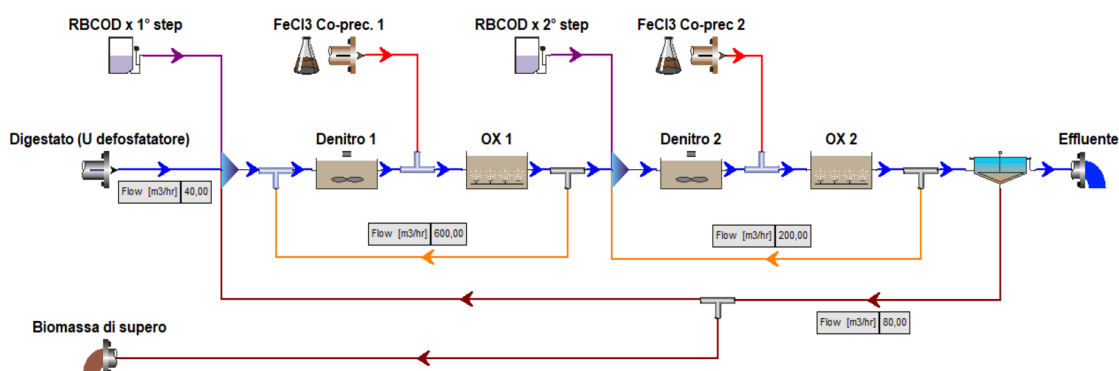


Figura 15: Schema comparto di trattamento biologico aerobico

Il processo biologico, finalizzato principalmente all'eliminazione dei composti azotati e sostanzialmente dell'ammoniaca, si svolge in due step successivi "denitro-nitro", tuttavia tra loro concatenati dai ricircoli (del mixed-liquor e dei fanghi attivi), in cui pertanto opera la stessa biomassa alla quale occorre garantire le condizioni ottimali per conseguire le rese richieste.

In buona sostanza, il dimensionamento deve essere "globale", per l'intera filiera di trattamento, sulla base di parametri di esercizio "complessivi" che sono i seguenti:

- temperatura minima di processo: 30°C
- concentrazione di biomassa attiva: 5 kg SS_t/m³
- frazione di SS_v: 70%

- concentrazione di SS_V: 3,5 kg SS_V/m³
- carico organico (BOD₅ complessivo): C_O = 2'500 kg/d
- carico organico specifico “del fango”: cf = 0,13 kg BOD₅ / kg SS_t x d
- carico organico specifico su SS_V: 0,19 kg BOD₅ / kg SS_V x d

I suddetti parametri sono quelli caratteristici del processo biologico a “basso carico”, cui corrispondono le condizioni ottimali per il decorso stabile dei processi di nitrificazione-denitrificazione con le massime rese di conversione e una buona stabilizzazione del fango di supero. Sulla base dei parametri di esercizio individuati è possibile ricavare il volume complessivamente richiesto alle vasche di nitrificazione-denitrificazione mediante la relazione:

$$V = C_O / cf \times SS_t = 2'500 / 0,13 \times 5 \approx 3'850 \text{ m}^3$$

Il suddetto volume complessivo, viene ripartito fra i due step di processo come segue:

- predenitrificazione – 1° step (vasca V5a): 1'200 m³
- ossidazione – nitrificazione - 1° step (vasca V5b): 1'150 m³
- predenitrificazione – 2° step (vasca V6a): 800 m³
- ossidazione – nitrificazione – 2° step (vasca V6b): 700 m³

Questi volumi vengono ricavati suddividendo opportunamente le due vasche cilindriche V5 e V6 fra il 1° e il 2° step del processo biologico; la vasca V5 ha un diametro di 20 m, una profondità utile di 7,50 m e quindi un volume utile di 2'350 m³ ripartito come sopra fra denitrificazione e nitrificazione di 1° stadio; la vasca V6 ha un diametro di 16 m, una profondità utile di 7,5 m e quindi un volume utile di 1'500 m³ ripartito come sopra fra denitrificazione e nitrificazione di 2° stadio.

I bacini di ossidazione-nitrificazione vengono aerati mediante insufflazione d'aria dal fondo, attraverso batterie di diffusori a membrana (a bolle fini), garantita da appropriati soffiatori volumetrici; la compressione adiabatica dell'aria insufflata garantisce peraltro il mantenimento di una temperatura adeguata del mixed liquor anche nella stagione invernale.

La richiesta (calcolata) di ossigeno (Q_{ox}) dei due stadi ossidativi (condizioni standard) ascende complessivamente a 327 kg O₂/h (288 kg O₂/h nel 1° step e 39 kg O₂/h nel 2° step). Assumendo un (prudenziale) rendimento di

trasferimento di ossigeno (a 7,20 m di profondità dei diffusori) del 45%, la portata d'aria richiesta (Q_a) risulta pari a:

$$Q_{a1} = 288 / (0,28 \times 0,45) = 2'285 \text{ m}^3/\text{h} \text{ per il 1° stadio}$$

$$Q_{a2} = 39 / (0,28 \times 0,45) \approx 310 \text{ m}^3/\text{h} \text{ per il 2° stadio}$$

A fronte di quanto sopra vengono previsti:

- per il 1° stadio ossidativo: n°2 soffiatori aventi una portata nominale d'aria di 1'500 m³/h cad. a 800 mbar di prevalenza, che quindi consentono una temporizzazione di: $2'285 / 3'000 \times 24 \approx 18$ ore giornaliere (di funzionamento);
- per il 2° stadio ossidativo: n° 1 + 1 (di scorta) soffiatori aventi una portata nominale d'aria di 500 m³/h cad. a 800 mbar di prevalenza; la portata del soffiatore attivo consente una temporizzazione di $310 / 500 \times 24 \approx 15$ ore giornaliere (di funzionamento).

I bacini di pre-denitrificazione devono essere soltanto uniformemente miscelati e non aerati in quanto l'ossigeno necessario alla "respirazione" della biomassa è garantito dai nitrati. La miscelazione viene assicurata da una coppia di mixer sommersi per ciascun bacino con funzionamento temporizzato programmato.

Per garantire la massima efficienza del processo di pre-denitrificazione è richiesto un elevato rapporto di ricircolo del mixed liquor nitrificato (soprattutto nel 1° step, nel quale si ha la preponderante rimozione dell'azoto); prevedendo un rapporto di ricircolo (nel 1° step) pari a 16 sulla portata media, la portata di ricircolo complessiva (mixed liquor + fanghi) richiesta ascende a: $40 \times 16 = 640 \text{ m}^3/\text{h}$. Si prevede pertanto l'installazione di:

- una stazione di ricircolo dei fanghi dal sedimentatore finale con n° 2 pompe (1 di scorta) da 80 m³/h cadauna;
- una stazione di ricircolo del mixed liquor (dal 1° step di ossidazione – nitrificazione) con ° 2 pompe aventi una portata di 300 m³/h cadauna.

Il 2° stadio di predenitrificazione lavora più o meno come post-denitrificazione e non necessiterebbe pertanto di ricircolo "interno"; tuttavia per non eccedere nei tempi di ritenzione idraulica in condizioni anossiche si prevede un ricircolo del mixed-liquor (dal 2° stadio ossidativo) con una portata di 200 m³/h garantita da n° 2 pompe (1 di scorta).

Per la sedimentazione finale è stato previsto un decantatore radiale in c.a. del diametro di 18 m (vasca V7) con ponte raschiafanghi a trazione periferica, avente un volume utile di 850 m³ che, alla portata media oraria (Q_m) di 40 m³/h e con una portata di ricircolo fanghi (Q_r) di 80 m³/h, assicura i seguenti parametri di esercizio:

- carico idraulico superficiale: 0,16 m/h
- carico solido superficiale (con un tenore di 5 kg SS_t/m³): 2,4 kg SS_t/m² x h
- tempo di ritenzione (a $Q_m + Q_r$): 7,1 h

adequati a garantire ampi margini di sicurezza anche in presenza di biomassa relativamente leggera, con Indice di Volume (SVI) prossimo ai 200 ml/g, ossia anche in condizioni di bulking incipiente.

La biossificazione della sostanza organica determina la produzione di biomassa ovvero la “crescita” del fango che, per la parte in eccesso (“di supero”), deve essere costantemente sottratto al ricircolo. La produzione netta di fango biologico “di supero” viene calcolata in funzione del carico di BOD₅ abbattuto, sottraendo la biomassa consumata per decadimento e respirazione endogena; per l'impianto in esame, a pieno regime nelle condizioni di progetto, si calcola una produzione netta di fango biologico “di supero” (Q_{fs}) pari a 785 kg SS/d; a questa quantità si devono sommare i composti del fosforo (ortofosfati) precipitati in ossidazione mediante dosaggio di cloruro ferrico, il cui quantitativo (Q_{of}) si valuta pari a 260 kg SS/d. Si prevede in definitiva l'estrazione (dal fondo del sedimentatore) di un quantitativo giornaliero totale di fango (Q_{tf}) pari a:

$$Q_{tf} = Q_{fs} + Q_{of} = 785 + 260 = 1'035 \text{ kg SS/d}$$

che, alla concentrazione di circa 6 kg SS/m³, corrisponde ad un volume giornaliero “di spurgo” di circa 17 m³/d da rinviare ai flottatori per l'ispessimento unitamente alla frazione fangosa del digestato.

Il fabbisogno energetico del comparto di trattamento della frazione liquida del digestato, alimentato a pieno regime, ascende approssimativamente a 940 MWh/anno, mentre il consumo di cloruro ferrico sarà di circa 45 t/anno.

4.4.2 Trattamento della frazione fangosa del digestato

La frazione fangosa stabilizzata, accumulata nella vasca (V0) viene trasferita al sistema di disidratazione, installato all'interno del capannone magazzino-servizi, mediante una pompa monovite avente una portata di 15 m³/h.

Per la disidratazione viene utilizzato un separatore centrifugo nel quale la fase solida viene appunto separata grazie all'accelerazione centrifuga entro apposito tamburo (decanter) rotante ad elevata velocità.

Nel tamburo rotante, le particelle solide (di densità maggiore del liquido) vengono spinte dall'accelerazione centrifuga (dell'ordine di qualche migliaio di "g") verso il mantello del tamburo stesso formando un deposito (pannello) via via più spesso sulla superficie interna; una coclea concentrica interna, che ruota ad un regime più basso (nello stesso senso) del tamburo, trasporta il pannello di fango verso l'estremità troncoconica del tamburo (opposta a quella dell'alimentazione) dove si trova l'apertura di scarico (verso il basso) della frazione disidratata, come rappresentato nella figura 16 che segue.

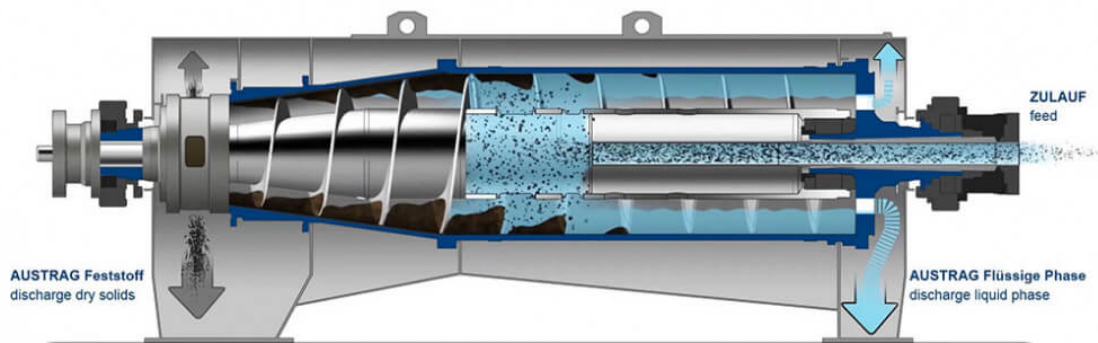


Figura 16: Schema di funzionamento del separatore centrifugo

L'alimentazione della torbida avviene attraverso la tubazione di alimentazione centrale nella camera di ingresso della coclea del decanter e quindi, grazie a una leggera pre-accellerazione, passa attraverso le aperture del distributore nel tamburo rotante.

La frazione liquida (chiarificata) scorre fino all'estremità cilindrica del tamburo e defluisce attraverso apposite aperture; la frazione liquida viene quindi ripresa con una pompa e rilanciata al bacino di pre-denitrificazione del 1° stadio di trattamento aerobico.

Nell'impianto in esame è stata prevista l'installazione di un decanter PIERALISI Mod. Jumbo 4 avente le seguenti caratteristiche tecniche:

- diametro tamburo: 470 mm
- lunghezza tamburo: 2'482 mm
- regime di rotazione: max 3'750 r.p.m.
- accelerazione centrifuga: max 3'700 g
- rapporto giri tamburo/giri coclea: 25
- potenza motore: 45 KW

Col decanter previsto si ottiene un concentrato palabile con quasi il 20% di sostanza secca che viene sollevato, con apposita coclea, ad un container di stoccaggio parcheggiato in apposita piazzola tettoiata immediatamente all'esterno del capannone per essere infine destinato all'industria di produzione dei fertilizzanti biologici, per un quantitativo stimato di circa 150 t/settimana (di fango con concentrazione di sostanza secca prossima al 20%).

4.5 COGENERAZIONE (DI ENERGIA ELETTRICA ED ENERGIA TERMICA)

L'impianto in discussione è energivoro per oltre 10^4 MWh/anno e solo una parte dell'energia elettrica richiesta (approssimativamente il 20%) viene importata dalla rete. Ne consegue la necessità di prevedere una fonte energetica autonoma, ovvero un generatore elettrico a motore endotermico e più propriamente un motore cogenerativo. La cogenerazione, nota come CHP (Combined Heat and Power), non è altro che la produzione combinata di energia elettrica e di energia termica, soluzione che consente un notevole risparmio rispetto alla produzione separata delle stesse quantità di energia; il motore cogenerativo ha infatti un rendimento energetico prossimo al 90%. Sia l'energia elettrica che l'energia termica vengono utilizzate (consumate) per il funzionamento degli impianti di digestione e di upgrading del biogas.

Il gruppo di cogenerazione accoppia un alternatore ad un motore endotermico e quindi, mentre si produce energia elettrica, si può anche recuperare calore dai gas di scarico, dal raffreddamento delle camicie cilindri e dell'olio motore; nel caso specifico si recupera sia il calore a bassa temperatura ($70 \div 80^\circ\text{C}$) dei circuiti di raffreddamento del motore e dell'olio lubrificante, sia il calore ad alta temperatura (450°C) dei gas di scarico, tramite appositi scambiatori, per produrre acqua calda che viene utilizzata per il mantenimento in temperatura dei digestori anaerobici.

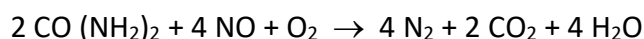
La potenza elettrica nominale del cogeneratore previsto è di circa 1 MW (999 KW di targa).

Il cogeneratore previsto (Jenbacher – Genset JGS 320) accoppia un motore con 20 cilindri ciclo Otto-4 tempi alimentato a gas metano (importato dalla rete) ad un alternatore sincrono trifase 400 V (a 1'500 r.p.m.) ed è caratterizzato dalle seguenti potenze nominali (a pieno carico):

- potenza elettrica in servizio continuo: ~ 1 MW
- potenza termica: $\sim 1,2$ MW
- potenza introdotta col combustibile: $\sim 2,5$ MW

Il cogeneratore è compartimentato all'interno di un container insonorizzato (dotato di silenziatori a setti e a paratia sulle aperture di ingresso e uscita dell'aria di raffreddamento e con pareti realizzate con pannelli fonoassorbenti) e il condotto di scarico fumi è dotato di silenziatore in modo da garantire un livello equivalente di rumore non superiore a 65 dB(A) a 10 m dall'involucro.

Per limitare al minimo le emissioni di NO_x (significative nei motori turbocompressi) è prevista l'adozione di un sistema di abbattimento SCR (*Selective Catalyst Reduction*). La riduzione selettiva catalitica degli NO_x si ottiene tramite iniezione di urea nei gas di scarico in presenza di un catalizzatore (Vanadia Based su supporto metallico a nido d'ape) che dà luogo alla seguente reazione (di ossido-riduzione):



Più semplicemente, l'alta temperatura dei fumi di combustione provoca l'immediata vaporizzazione dell'urea con formazione di piccoli cristalli che si decompongono in ammoniaca e ossido di carbonio; a questo punto, grazie alla presenza del catalizzatore, si ha la reazione di ossido-riduzione con formazione di azoto elementare e acqua.

Con questo abbattitore si raggiungono elevate efficienze di conversione degli ossidi di azoto, finanche superiori al 90%. I gas di combustione del motore endotermico vengono espulsi all'atmosfera attraverso un camino del diametro di 300 mm con lo sbocco ad un'altezza di circa 5 m dal suolo (nel raggio di 10 m dall'asse del camino non si riscontra la presenza di alcun "ostacolo" che possa compromettere la dispersione). A seguito del recupero termico, i fumi di combustione vengono emessi all'atmosfera con una temperatura di circa 100°C e l'emissione avrà le seguenti caratteristiche qualitative:

- | | |
|--|---------------|
| – portata (gas secco): | ~ 4'000 Nmc/h |
| – concentrazione massima di NO _x ,
espressi come NO ₂ (5% O ₂): | 250 mg/Nmc |

4.6 **PRODUZIONE DI ENERGIA TERMICA SUPPLEMENTARE (GENERATORE DI ACQUA CALDA)**

Come riportato al paragrafo precedente, dal cogeneratore sarà possibile recuperare 1,2 MW termici sottoforma di acqua calda a $70 \div 80^{\circ}\text{C}$. Tuttavia questa potenza termica non è da sola sufficiente a sostenere il carico termico del comparto di digestione; in particolare, la potenza termica richiesta per termostare il processo dipenderà soprattutto dalla temperatura di consegna dei bioliquidi da digerire e dalla loro quantità (che dipenderà dalla loro concentrazione in sostanza organica – COD – onde soddisfare una “ricetta” ottimale dell’alimentazione) e dovrà quindi essere tale da rispettare con adeguato margine ogni possibile condizione. Dovendo garantire il mantenimento di una temperatura di esercizio dei digestori di $53 \div 54^{\circ}\text{C}$ si è perciò prudenzialmente progettato un sistema in grado di recuperare e produrre (nel suo complesso) una potenza termica di 2,7 MW così ripartita:

- a) potenza termica dal cogeneratore: 1,2 MW
- b) recupero (tramite appositi scambiatori) del
calore del digestato in uscita dai fermentatori e
del cascame termico dell’impianto di upgrading: 1,5 MW

Tuttavia, per ragioni di sicurezza, ammettendo che la resa del recupero termico di cui al punto b) possa ridursi fino al 50% di quella teorica, è stata anche prevista l’installazione di un generatore d’acqua calda da 0,8 MW. Trattasi di una caldaia a condensazione, con bruciatore a gas metano di rete, utilizzata per la produzione di acqua calda a 80°C , con sistema di gestione che adatta automaticamente la modulazione al fabbisogno termico.

La caldaia individuata (Trigon XXL EVO 900L) ha le seguenti (principali) caratteristiche tecniche:

- potenza termica nominale (produzione
di acqua calda a 80°C): 809 KW
- consumo di gas metano ($10,9 \text{ KWh/Sm}^3$): $75 \text{ Sm}^3/\text{h}$
- pressione sonora a 1 m: 68,7 dB(A)

I gas di combustione vengono espulsi all’atmosfera attraverso un camino del diametro di 350 mm con lo sbocco ad un’altezza di circa 5 m dal suolo (nel raggio di 10 m dall’asse del camino non si riscontra la presenza di alcun ostacolo che possa compromettere la dispersione).

I fumi vengono emessi all'atmosfera con una temperatura di circa 70°C e l'emissione avrà le seguenti caratteristiche quali-quantitative:

- portata (gas secco): $\sim 1'100 \text{ Nm}^3/\text{h}$
- concentrazione massima di NO_x
espressi come NO_2 (5% O_2): 100 mg/Nm^3

4.7 TORCIA DI EMERGENZA

La torcia di emergenza è necessaria per garantire l'esaurimento del biogas, in condizioni di sicurezza, al verificarsi di eventi eccezionali che causino il fermo impianto e durante i periodi di fermo impianto per manutenzione ordinaria e straordinaria. Si tratta in definitiva di un sistema di combustione del biogas a camera semiaperta con funzioni di sicurezza.

La torcia di emergenza, oltre a garantire l'esaurimento di tutto il biogas alla massima potenzialità di produzione, deve essere dimensionata in modo da assicurare:

- temperature adeguate ed omogenee all'interno della camera di combustione,
- tempo di permanenza del biogas nella camera di combustione atto ad assicurarne la completa ossidazione termica,
- ottimale miscelazione biogas/aria comburente con adeguati eccessi d'aria, onde, in definitiva, limitare al minimo l'emissione di gas inquinanti.

Nella fattispecie è stata scelta una torcia ad alta temperatura ($> 1'000^{\circ}\text{C}$) dotata di bruciatore principale per biogas (con frazione CH_4 variabile tra il 20% e il 70%) e di bruciatore pilota, progettata per garantire un'efficienza di conversione termica maggiore del 99% con concentrazioni residuali irrilevanti di monossido di Carbonio e molto contenute di ossidi di Azoto. La geometria del bruciatore garantisce un'ottima miscelazione del biogas con l'aria comburente, introdotta e automaticamente regolata tramite apposita serranda parzializzatrice.

La torcia è alimentata da una soffiante di aspirazione del biogas in esecuzione ATEX (con motore controllato da inverter) che porta il biogas alla prestabilita pressione di combustione e che si attiva automaticamente prima che la pressione all'interno dei digestori superi il valore di apertura delle valvole di sovrappressione; infatti i sensori di pressione dei digestori attivano il ventilatore e quindi la torcia qualora raggiunga un valore di pressione interna (preimpostato) leggermente inferiore alla soglia di apertura delle valvole di sovrappressione, al fine di prevenire l'emissione di biogas all'atmosfera.

La torcia di emergenza individuata (mod. GECO 2000 della Ecogas s.r.l. di Rho) è dimensionata in funzione dei seguenti parametri:

- portata di biogas (con CH₄ 60%): 2'000 Nm³/h
- pressione del biogas alla torcia: 45 m bar
- efficienza di combustione richiesta: > 99%
- temperatura di esercizio: ≥ 1'000°C
- tempo di permanenza in camera di combustione: 0,3 s

La torcia ha le seguenti dimensioni caratteristiche:

- diametro: 1'900 mm
- altezza camera di combustione: 8'150 mm
- altezza totale (quota di rilascio fumi): 10 m

La camera di combustione è realizzata in lamiera di acciaio inox rivestita internamente con materassino in fibrocementa ($\rho = 160 \text{ kg/m}^3$) dello spessore di 100 mm idoneo per temperature fino a 1'430°C.

La torcia è dotata di tutti i necessari apprestamenti di sicurezza fra cui:

- controllo di fiamma UV,
- controllo automatico di temperatura con regolatore PID,
- filtro arrestatore.

4.8 INVOLUCRI EDILIZI

Sotto la voce “involucri edilizi” si ritrova sia il capannone vero e proprio asservito all’impianto, sia ogni altro fabbricato previsto per ricoverare segmenti impiantistici principali e accessori, eccettuati i container specificatamente destinati e formanti un unicum con le apparecchiature in esse compartimentate (come i container del gruppo cogenerativo, la cabina di compressione, le cabine RE.MI.).

Si individuano in particolare i seguenti involucri edilizi:

1. Il capannone magazzino e uffici servizi.
2. Il capannone “upgrading”.
3. La tettoia “flottatori”.
4. Il locale “stoccaggio-dosaggio reattivi”.

4.8.1 Capannone magazzino e uffici-servizi

Piante, prospetti e sezione del fabbricato sono argomento dell’Elaborato grafico A2.7.

Trattasi di un edificio a pianta rettangolare di ingombro esterno: 40,80 x 21,00 m con altezza utile (sotto trave) pari a 7,00 m (altezza esterna: 9,20 m), avente un volume complessivo di quasi 6'000 m³. Il fabbricato è adibito a magazzino attrezzature varie e ricambi e ad uffici-servizi per il personale; nella zona magazzino è stata anche prevista l’installazione dell’unità di disidratazione della frazione fangosa del digestato (vedasi anche il lay-out argomento dell’Elaborato grafico A2.2). Il fabbricato ha strutture portanti verticali (pilastri) e orizzontali (travi) in c.a.p., murature perimetrali di tamponamento in pannelli prefabbricati di calcestruzzo alleggerito, con le finiture esterne e i colori (richiesti dalla Soprintendenza) specificati nell’Elaborato grafico A2.7, e copertura piana in parte dotata di finestre a shed. All’interno del capannone è previsto di ricavare un blocco comprendente n°3 locali ufficio, uno spogliatoio, n°4 wc.

In ottemperanza a quanto previsto dal D.Lgs. N. 28/2011, su parte della copertura viene prevista l’installazione di pannelli fotovoltaici asserviti ad un impianto della potenza di circa 18 KW.

4.8.2 Capannone “upgrading”

Pianta, prospetti e sezione del fabbricato sono argomento dell’Elaborato grafico A2.5.

Trattasi di un edificio a pianta rettangolare di ingombro esterno: 25,50 x 14,70 m con altezza utile (sotto trave) pari a 6,00 m (altezza esterna: 8,00 m), avente un volume complessivo di 2.170 m³.

Il sedime interno dell’involucro edilizio è suddiviso in quattro compartimenti (vedasi anche il lay-out argomento dell’Elaborato grafico A2.2):

- la sala di upgrading del biogas,
- la sala di liquefazione della CO₂,
- la sala (collegata alla precedente) dell’impianto di refrigerazione ad ammoniaca,
- il laboratorio CO₂.

Il fabbricato ha strutture portanti verticali (pilastri) e orizzontali (travi) in c.a.p., murature perimetrali di tamponamento in pannelli prefabbricati di calcestruzzo alleggerito, con le finiture esterne e i colori (richiesti dalla Soprintendenza) specificati nell’Elaborato grafico A2.5, e copertura piana.

Trattandosi dell’involucro di impianti tecnologici, il fabbricato è dotato di aperture strettamente necessarie a garantirne una aerazione naturale controllata.

4.8.3 Tettoia “flottatori”

Pianta, prospetti e sezione del fabbricato sono argomento dell’Elaborato grafico A2.4.2.

La tettoia è stata prevista per proteggere dalle intemperie i sei flottatori asserviti ai digestori anaerobici che, per quant’altro, è opportuno siano dislocati in area “aperta”. Trattasi di una struttura metallica (in acciaio zincato) con copertura non calpestabile in pannelli sandwich. Il manufatto ha pianta quasi quadrata di ingombro: 20,40 x 17,00 m con altezza utile variabile da 3,25 m a 4,00 m.

4.8.4 Locale “stoccaggio-dosaggio reattivi”

Pianta, prospetti e sezione del fabbricato sono argomento dell'Elaborato grafico A2.4.3.

Trattasi di un edificio a pianta rettangolare di ingombro esterno: 12,00 x 9,00 m con altezza interna variabile da 3,50 m a 4,80 m.

Il fabbricato ha pareti in laterizio intonacato e tinteggiato in tinta tenue; la struttura portante della copertura è in acciaio zincato e il tetto è in pannelli sandwich non calpestabili.

4.9 RETI DI SCARICO. MANUFATTI DI CAPTAZIONE, RACCOLTA E REGIMENTAZIONE ACQUE METEORICHE

Con riferimento alla planimetria argomento dell'Elaborato grafico A2.8 si individuano due tipologie di scarichi:

- lo scarico (acque "industriali") della frazione liquida depurata del digestato, effluente dal comparto di trattamento aerobico descritto al par. 4.4, nel quale viene trattata anche la cosiddetta "prima pioggia" scolante dalle aree impermeabilizzate dell'impianto;
- le acque meteoriche dei pluviali delle coperture degli involucri edilizi e le acque meteoriche di "seconda pioggia" scolanti dalle aree impermeabilizzate dell'impianto (acque "bianche").

Entrambe queste tipologie di reflui idrici vengono recapitate in acque superficiali (nello Scolo Busa), le acque "bianche" previa laminazione in apposito bacino dimensionato in modo da garantire l'invarianza idraulica a seguito della trasformazione dell'area da agricola ad industriale.

Lo scarico delle acque industriali è intercettato da apposito pozzetto di ispezione a monte del collettore terminale di recapito nel recettore.

Riguardo le suddette immissioni nello Scolo Busa, alla data di stesura della presente relazione, sono in via di conclusione i procedimenti per il rilascio della concessione idraulica da parte degli Enti competenti (il Consorzio di Bonifica Alta Pianura Veneta e l'Ufficio Regionale del Genio Civile di Vicenza), richiesti sulla scorta delle relazioni di compatibilità idraulica del Dott. Geol. Pier Andrea Vorlicek, riprodotte in Allegato A1.5, e della relazione tecnica-idraulica degli ingg. Giovanni Crosara e Riccardo Ballerini riprodotta in Allegato A1.6. In particolare, a fronte della suddetta relazione tecnica-idraulica, il Consorzio Alta Pianura Veneta ha già rilasciato il pertinente nulla-osta idraulico per lo scarico delle acque depurate nello scolo privato afferente allo Scolo Busa, come risulta della comunicazione dell'Ente stesso riprodotta in Allegato A1.7.

Per ogni utile approfondimento sulle caratteristiche e sulle modalità di trattamento delle acque "industriali" si rimanda al par. 4.4 mentre nel presente paragrafo viene affrontata la gestione delle acque meteoriche.

Le acque meteoriche dei pluviali delle coperture dei fabbricati, in quanto incontaminate, vengono scaricate direttamente nella dorsale di sgrondo

collegata al bacino di laminazione con efflusso controllato afferente allo Scolo Busa.

Le acque meteoriche di dilavamento della piazzola di conferimento (idraulicamente compartimentata e presidiata da n° 2 caditoie di captazione), per la potenziale presenza di spanti e colaticci, vengono prudenzialmente corrvate in un pozzo di sollevamento e rilanciate alla vasca di accumulo ed omogeneizzazione (V1), alla stregua delle matrici liquide da digerire, oppure (in opzione) all'impianto di trattamento della frazione liquida del digestato.

Al netto dei contributi di cui sopra, le acque meteoriche scolanti dalle aree impermeabilizzate, che hanno una estensione complessivamente pari a circa 5'700 m², afferiscono ad una sezione di raccolta di un adeguato volume di pioggia e, soltanto per la frazione eccedente (di "seconda pioggia"), vengono convogliate nella dorsale di sgrondo collegata al bacino di laminazione e quindi al recettore finale (lo Scolo Busa). Infatti, quantunque sull'area impermeabilizzata in parola non insistano depositi non protetti dall'azione delle acque meteoriche, ne vi siano lavorazioni o altre circostanze che possano determinare una contaminazione delle acque meteoriche, si ravvisa l'opportunità di prevedere prudenzialmente la raccolta di un adeguato volume di pioggia: la cosiddetta "prima pioggia" e, secondo un criterio conservativo, anche un pari volume di "seconda pioggia"; in altre parole, seppure con la locuzione "prima pioggia" si intenda convenzionalmente un volume di acqua meteorica corrispondente ai primi 5 mm di precipitazione, nel seguito, identificheremo con questa terminologia la frazione di acqua meteorica che si ritiene di dover raccogliere per garantire con sicurezza l'esaurimento di ogni possibile effetto di dilavamento, che corrisponde cautelativamente ai primi 10 mm di precipitazione.

Le acque meteoriche scolanti dall'area impermeabilizzata, presidiata da una rete di caditoie grigliate, vengono collettate ad un pozzetto "scolmatore" dal quale si dipartono due tubazioni:

- la tubazione di captazione della "prima pioggia" (come sopra definita) afferente ad una coppia di vasche di raccolta (VR1 e VR2), tra loro collegate nella parte bassa;
- la tubazione di sfioro dell'eccedenza di "seconda pioggia", la cui generatrice inferiore si trova alla quota di massimo riempimento delle vasche di raccolta della prima pioggia, corrispondente alla quota della generatrice superiore della tubazione di adduzione della "prima pioggia" (vedasi particolari nell'Elaborato grafico A2.8).

In questo modo si avrà lo sfioro della “seconda pioggia” soltanto a seguito del completo riempimento delle vasche di raccolta della “prima pioggia”; per prevenire il rigurgito di sostanze flottanti nel collettore di esaurimento della “seconda pioggia”, la tubazione di adduzione della “prima pioggia” (alle vasche di raccolta) è opportunamente sifonata.

La “seconda pioggia” viene convogliata ad un pozzetto di ispezione dedicato e infine nella dorsale di esaurimento delle acque meteoriche recapitate, previa laminazione, nello Scolo Busa.

Poiché il bacino scolante tributario del pozzetto “scolmatore” di cui sopra ha un’estensione complessivamente pari a circa 5.700 m², il volume di “prima pioggia” da raccogliere (e trattare), corrispondente ai primi 10 mm di precipitazione meteorica, ascende a 57 m³.

Per soddisfare questa capacità di raccolta viene prevista la posa in opera di una coppia di vasche interrate in c.a.v. a pianta rettangolare (VR1 e VR2), di dimensioni interne: 7,26 x 2,20 x H 2,15 m (tra loro collegate nella parte bassa), che assicurano un volume utile pari a 28,75 m³ cadauna, al netto del franco inferiore di 35 cm (necessario per la detenzione di eventuali sedimenti); le vasche sono infatti strutturate in modo da poter assicurare, oltreché la raccolta del volume di prima pioggia richiesto, anche una funzione di decantazione delle acque accumulate. La seconda vasca incorpora un vano di sollevamento (delle acque raccolte) nel quale trovasi una pompa sommergibile con funzionamento controllato da un dispositivo sensore di pioggia - temporizzatore oltreché da un regolatore di livello per l’arresto della pompa al raggiungimento del livello minimo impostato a 35 cm dal fondo vasca. Per consentire la decantazione di eventuali solidi nelle vasche di raccolta, l’attivazione della pompa di estrazione della “prima pioggia” deve avvenire con un congruo ritardo rispetto alla cessazione dell’evento meteorico; per far ciò, un apposito sensore di pioggia, attiva il controllo di livello della pompa di svuotamento installata nel vano di sollevamento della seconda vasca di raccolta; al cessare della precipitazione meteorica, il sensore di pioggia attiva un temporizzatore che inizia così il conteggio del tempo di decantazione preimpostato (sul temporizzatore programmabile) trascorso il quale si avvia automaticamente la pompa di svuotamento del sistema di raccolta che estrae l’acqua fino al livello minimo impostato a 35 cm dal fondo vasca.

Tenendo conto della definizione di “nuovo evento meteorico” data dall’art. 39 delle N.T.A. del P.T.A. della Regione Veneto, prevedendo una pompa di

estrazione avente una portata nominale di 1 lt/s (alla quale lo svuotamento del sistema di raccolta si completa in un tempo di circa 16 ore), il ritardo (programmabile) di attivazione della pompa non può superare le 32 ore; poiché è auspicabile che il sistema ritorni ad assolvere il suo ruolo di raccolta nel più breve tempo possibile, compatibilmente con un adeguato periodo di decantazione, si ritiene congruo un ritardo di 8 ore che assicura così il ripristino del sistema di raccolta dopo 24 h dalla cessazione dell'evento meteorico. Ovviamente, qualora nell'ambito del ritardo impostato, la precipitazione meteorica dovesse riprendere (trattandosi in questo caso dello stesso evento meteorico), il sensore di pioggia provvederà automaticamente all'azzeramento del temporizzatore che effettuerà quindi nuovamente il conteggio del tempo di decantazione alla definitiva cessazione dell'evento.

Qualora l'intensità e/o il prolungarsi della precipitazione dovessero comportare il superamento del volume di raccolta della prima pioggia (57,5 m³), il volume eccedente di precipitazione (ampiamente di "seconda pioggia") viene scolmato, attraverso un pozzetto di ispezione, al collettore di scarico afferente allo Scolo Busa.

In assenza di precipitazioni meteoriche il sensore di pioggia disabilita il funzionamento del regolatore di livello (che attiva la sequenza automatica di funzionamento della pompa di estrazione) e quindi, in assenza di pioggia, le vasche svolgono anche il ruolo di raccolta (di emergenza) di eventuali spanti (accidentali) di liquidi sulle aree presidiate, ad esempio per rottura della cisterna di un vettore di trasporto; ciò accadendo, i liquidi raccolti possono essere ripresi (dalla pompa di svuotamento) e avviati alla vasca di accumulo ed omogeneizzazione (V1).

La "prima pioggia" decantata, estratta dalle vasche di raccolta, viene prudenzialmente convogliata (dalla pompa di sollevamento) alla vasca di pre-denitrificazione del 1° stadio di trattamento della frazione liquida del digestato.

I sedimenti che via via si depositano sul fondo delle vasche di raccolta della "prima pioggia", in quanto aventi caratteristiche aleatorie e incontrollate e prevedibilmente di prevalente natura inorganica (sabbie), vengono opportunamente sottratti al circuito dei fanghi organici, destinati all'industria di produzione dei fertilizzanti; perciò si prevede allo scopo il periodico espurgo (secondo necessità), tramite autoaspirante, delle melme accumulate sul fondo delle vasche e la loro alienazione a rifiuto mediante ditte autorizzate.

4.10 OPERE/APPRESTAMENTI DI INSERIMENTO E MITIGAZIONE AMBIENTALE-PAESAGGISTICA

Il lotto in cui trovasi l'impianto si colloca nel margine più meridionale della zona produttiva di Ponte di Barbarano, nella fascia di pianura esistente fra i rilievi Euganei e Berici; questa pianura è solcata dal Canale Bisatto che scorre poco ad ovest del sito di intervento e che rappresenta anche l'oggetto di un vincolo paesaggistico di cui alla lett. c), comma 1 dell'art. 142 del D.Lgs. N. 42/2004; per questo motivo, nell'ambito della procedura abilitativa semplificata (PAS) a suo tempo attivata, è stata richiesta ed ottenuta l'autorizzazione paesaggistica sulla base di conforme parere della Soprintendenza interprovinciale.

Sotto il profilo paesaggistico, il sito dell'impianto trovasi al limite di un ambito periurbano, in un contesto agricolo industrializzato della bassa pianura, confinata da rilievi collinari e caratterizzata principalmente dalla successione vegetativa delle coltivazioni in atto, inframmezzata da corti rurali, strade e canalizzazioni indispensabili per il mantenimento della sicurezza idraulica del territorio stesso. A est si trova un piccolo rilievo collinare, denominato Monte del Cogolo, sede di una "storica" pista di motocross.

Nella zona di intervento non si riconoscono caratteri e/o elementi peculiari e distintivi, naturali e antropici, storici, culturali e simbolici, degni di particolare rispetto e di tutela paesaggistica. Nell'immediato intorno si ritrova, a nord, la zona produttiva di cui il lotto dell'impianto, a meridione, è parte integrante; a ovest scorre il Canale Bisatto ai cui lati si trovano Via Fornasette e la S.P. 247 Riviera Berica; a sud e a est vi sono campi coltivati a seminativi, mentre ancora più a est si ritrova il Monte del Cogolo.

L'area di intervento è, come già detto, interessata dal vincolo paesaggistico "corsi d'acqua" relativamente alla fascia orientale a fianco del Canale Bisatto, ancorchè l'impianto di recupero rifiuti (identificato nel comparto di trattamento anaerobico) risulti ben all'esterno del limite del vincolo stesso.

Inserendosi in un ambito fortemente già connotato dalla zona industriale, l'impianto in discussione non determina significativi effetti dal punto di vista paesaggistico, seppure debba essere considerato l'aspetto della visualità, in particolare, dai lati sud, est ed ovest. Per la mitigazione dell'impatto visivo la Variante al PUA "Fornasette" ha previsto la messa a dimora di quinte vegetative realizzate con specie autoctone al perimetro della zona produttiva di espansione e quindi, in buona sostanza, immediatamente all'esterno della

recinzione dell'area di impianto. Al fine di ottimizzare l'inserimento paesaggistico dell'impianto, con la Soprintendenza interprovinciale sono state concordate ulteriori misure di mitigazione ambientale, quali:

- il “rinforzamento” della barriera arborea sul lato ovest (verso il Canale Bisatto) nell'area di proprietà (all'interno della recinzione) mediante la realizzazione di una profonda area “boscata”;
- l'adozione di adeguati livelli di finitura e di specifiche colorazioni esterne dei diversi manufatti (vasche e fabbricati).

La sistemazione esterna del sito con le “opere a verde” sopra richiamate è argomento dell'Elaborato grafico A2.10, mentre nell'Elaborato grafico A2.11 sono riportati alcuni particolari significativi delle quinte arboree previste dal PUA “Fornasette”. Queste quinte arboree andranno peraltro a mitigare, non solo la percezione visiva dell'impianto proposto, ma anche i capannoni della zona produttiva, con particolare riferimento alla fascia sud-orientale.

Conformemente alle raccomandazioni della Soprintendenza, l'aspetto estetico delle vasche e degli edifici è stato particolarmente curato ricorrendo ad appropriati livelli di finitura e alle colorazioni richieste, come indicato nelle tavole progettuali argomento degli Elaborati grafici A2.4.1 – A2.5 – A2.7.

5. PREVENZIONE DEI RISCHI PER L'AMBIENTE ESTERNO E PER L'AMBIENTE DI LAVORO

Per qualsiasi impianto di trasformazione di sottoprodotti e/ di recupero rifiuti la materia ambientale riveste un'importanza prioritaria così come, anche per qualsiasi stabilimento di produzione, deve essere tenuto in massima considerazione il tema della sicurezza dell'ambiente di lavoro.

Nel caso in esame trattasi di un impianto di recupero di rifiuti liquidi ad alto contenuto organico per produrre biometano per autotrasporti e anidride carbonica liquida "green" per uso alimentare e quindi, nel rispetto dei criteri di sicurezza in senso lato, l'iniziativa in esame è da considerarsi sicuramente molto positiva sotto il profilo ambientale, almeno come ogni altra di pari livello finalizzata alla riduzione del consumo delle risorse naturali.

Il biometano prodotto da rifiuti rappresenta una indiscutibile pregevole alternativa al gas naturale; non solo infatti permette di ridurre il ricorso al combustibile fossile, alleggerendo pertanto la dipendenza del settore energetico da fonti non rinnovabili, ma permette anche evidenti miglioramenti sotto il profilo dell'impatto ambientale; si consideri al proposito che, con le attuali migliori tecnologie, si possono realizzare impianti di recupero ad emissioni molto contenute, in buona sostanza riconducibili unicamente allo scarico di una frazione liquida e, nel ns. caso, gli apprestamenti previsti (vedasi par. 4.4.1) sono tali da garantire, con ampio margine, il rispetto dei limiti tabellari prescritti per il recapito dell'effluente in acque superficiali.

Si rappresenta altresì che il progetto dell'impianto di trattamento della frazione liquida del digestato è stato sottoposto all'esame della C.T.P.A. della Provincia di Vicenza nella seduta del 10/12/2020 (con esito favorevole) e che l'esercizio dell'impianto medesimo è già stato autorizzato (ancorchè non ai fini della disciplina dei rifiuti) con Determina dirigenziale N. 44 del 19/01/2021 (riprodotta in Allegato A1.8), relativamente ad un (ridondante) volume massimo di reflui scaricati, pari a 350'400 m³/anno.

In area scoperta non vi sono lavorazioni, depositi o altre circostanze che possano determinare inquinamento delle acque meteoriche; a tal fine le acque meteoriche di dilavamento della piazzola di conferimento (con autocisterne) dei bioliquidi sono captate in modo indipendente, considerate prudenzialmente alla stregua dei bioliquidi e come tali processate

nell'impianto. La restante area impermeabilizzata scoperta è presidiata da una rete di captazione delle acque meteoriche afferente ad un sistema di raccolta della prima pioggia e di parte della seconda pioggia, corrispondente ad una altezza di precipitazione complessivamente pari a 10 mm e quindi ampiamente in grado di assicurare l'esaurimento di qualsivoglia fenomeno di dilavamento anche occasionale o fortuito.

In merito alle emissioni in atmosfera, l'impianto non può dar luogo ad alcuna emissione fuggitiva o incontrollata, dato che tutti i processi avvengono in ambiente chiuso; le uniche emissioni dell'impianto sono quelle (convogliate) dei fumi di combustione (di metano di rete) del gruppo di cogenerazione e del generatore di calore.

Eventuali sfiati di biogas (occasionalmente/di emergenza) vengono esauriti in completa sicurezza da una torcia (ad attivazione automatica) ad alta temperatura.

Per quanto sopra non vi sono nemmeno emissioni odorigene (convogliate e/o diffuse) dato che:

- il caricamento delle matrici organiche (liquide) da digerire avviene senza soluzione di continuità dalle cisterne dei vettori di trasporto con tubazioni fisse, direttamente nella vasca di accumulo e omogeneizzazione perfettamente ermetica (dotata di copertura gasometrica);
- tutti gli ambienti di processo, in cui vi è la presenza di biogas o vi si possano formare esalazioni maleodoranti, sono completamente chiusi.

I macchinari rumorosi, come il compressore alternativo del biometano e il gruppo di cogenerazione, sono compartimentati all'interno di container con pareti fonoisolanti.

Tutto l'impianto è altamente automatizzato e la regolazione dei parametri operativi avviene da remoto attraverso appositi pannelli di controllo; la presenza di personale nelle immediatezze degli impianti di processo è molto limitata se non occasionale (per interventi di manutenzione). Il rischio derivante dalla conduzione dei processi è quindi da considerarsi basso, sia nei confronti dell'ambiente che del personale addetto.

La prevenzione degli incendi viene effettuata in conformità alle vigenti disposizioni normative, sotto il controllo del competente Comando Provinciale dei Vigili del Fuoco; nel merito si precisa che per l'impianto in questione, anche nella configurazione "potenziata" corrispondente alla massima produzione di biometano prevista (1'200 Sm³/h), è stato già acquisito il parere

favorevole del Comando VV.F. sul relativo progetto antincendio che quindi è da considerarsi approvato ai sensi del D.P.R. N. 151/2011 (il Parere di conformità antincendio è compreso fra i documenti raccolti in Allegato A1.2).

La prevenzione degli infortuni e l'igiene del lavoro sono garantite dal pieno rispetto delle disposizioni che regolano la specifica materia, in particolare il D.Lgs. N. 81/08 e ss.mm.ii.. Tutte le apparecchiature sono dotate delle protezioni e delle sicurezze necessarie per un sicuro utilizzo fra cui: messa a terra delle masse metalliche e dei motori, dispositivi salvavita, interruttori in campo, dispositivi di arresto di emergenza, carter di protezione, ecc..

La progettazione esecutiva dell'impianto elettrico è conforme alle norme e disposizioni vigenti, con osservanza dei più moderni criteri della tecnica impiantistica e delle buone regole di installazione.

Per quanto sopra esposto, stanti la natura dei rifiuti trattati, i presidi di sicurezza e le modalità operative adottati, e considerato che i processi dell'impianto sono tali da non far prospettare un pericolo per l'ambiente e per i lavoratori, si ritiene che l'unico rischio ragionevolmente ipotizzabile per l'area vasta sia riferibile ad eventi incidentali quali principalmente l'incendio e che tale rischio possa essere efficacemente contrastato con le misure preventive messe in atto e con la costante formazione del Personale preposto.

Vicenza – Febbraio 2021

Il Progettista
- ing. Ruggero Rigoni -

