



**ISTITUTO REGIONALE
DI RICERCA
DELLA LOMBARDIA**

PROGRAMMA DELLE RICERCHE STRATEGICHE 2009
GIUNTA REGIONALE

Depurazione delle acque reflue urbane:
tecnologie innovative idonee a
contesti molto urbanizzati

Codice IReR: 2009B007

*Project leader: Alberto Ceriani
Assistente al coordinamento: Marina Riva*

RAPPORTO FINALE

Milano, dicembre 2010

La ricerca è stata affidata ad IReR nell'ambito del Piano di ricerche strategiche 2009 dalla Direzione Generale Ambiente, Energia e Reti della Regione Lombardia

Responsabile di progetto: Alberto Ceriani, IReR

Assistente al coordinamento: Marina Riva, Referente di ricerca IReR

Responsabile regionale: Giovanni Mancini, D.G. Ambiente, Energia e Reti della Regione Lombardia

Gruppo di lavoro tecnico: Marco Parini, Mila Campanini, Nadia Chinaglia, D.G. Ambiente, Energia e Reti della Regione Lombardia

Gruppo di ricerca: Camillo Piazza, presidente CLASS onlus; Mario Amadasi, collaboratore CLASS onlus e responsabile scientifico del progetto di ricerca; Alberto Albertella, collaboratore di ricerca IReR; Carmen Vaglia, consulente IReR

Indice

<i>Introduzione</i>	9
Capitolo 1	
<i>Considerazioni introduttive sulla ricerca</i>	11
1.1. Indirizzi operativi	13
1.2. Contenuti e percorsi della ricerca in campo	14
1.3. Note conclusive di sintesi	18
Capitolo 2	
<i>Il problema “fanghi”</i>	19
2.1. PTUA: riferimenti tecnico - normativi	20
2.2. Le dimensioni del problema	22
2.2.1. Aspetti quantitativi	23
2.2.2. Aspetti qualitativi	29
2.3. I costi di smaltimento	29
2.4. Produzione dei fanghi: gli interventi di minimizzazione	31
2.4.1. Le tecnologie in campo	32
2.4.2. Gli aspetti gestionali	32
Capitolo 3	
<i>Le tecnologie innovative: lettura critica dei parametri di efficienza e delle economie di processo</i>	35
3.1. Produzione del fango biologico	35
3.2. Quadro generale delle tecnologie in campo	37
3.2.1. Tecnologie preventive di processo TRFa - trattamenti integrati	38
3.2.2. Tecnologie preventive di processo TRFf - trattamenti integrati	38
3.2.3. Tecnologie gestionali di processo TRFg - trattamenti integrati	39
3.3. Analisi e descrizione delle singole tecnologie	39
3.3.1. Biolysis E	39
3.3.2. Cannibal riduzione mediante stress metabolico e microaerazione in vasca separata	43
3.3.3. Lisi enzimatica su reattori MBR: reattori biologici a membrana Sistema SBBR Bioseq	47
3.3.4. Lisi enzimatica su reattori MBR	47
3.3.5. Sistema SBBR Bioseq	51
3.3.6. Ozonolisi	53
3.3.7. Biolysis-O	60
3.3.8. Disgregazione con ultrasuoni (sonicazione)	63
3.3.9. Disintegrazione meccanica con centrifughe	68
3.3.10. Termolisi	71

3.3.11. Lisi Termica accoppiata a Digestione Anaerobica: Biothelys	71
3.3.12. Cambi	81
3.3.13. Digelis TM Turbo	85
3.3.14. Ossidazione In Fase Umida	88
3.3.15. Zimpro	88
3.3.16. Athos	90
3.3.17. Vitech granit tecnosabbia	96
3.3.18. Dual top	101
3.4. Aspetti gestionali	104
3.4.1. Tecnologia gestionale di processo: enzimi. Sistema Eurovix	104
3.4.2. Tecnologie gestionali-Cicli Alternati. Sistema Ingegneria ambiente S.r.l	121
3.4.3. Tecnologie gestionali-Controlli su base informatica e telematica	134
3.5. Inserimento delle tecnologie innovative nelle realtà esistenti e quadro di sintesi dei criteri di adattabilità	137
3.5.1. Adattabilità alle dimensioni	137
3.5.2. Adattabilità in relazione alla composizione delle linee di depurazione	139
3.5.3. Adattabilità al territorio circostante: impatto ambientale	139
3.5.4. Adattabilità alle condizioni dell'impianto esistente	139
3.5.5. Adattabilità a criticità funzionali legate anche alla natura del fango	149
 Capitolo 4	
<i>Ricognizioni conoscitive sugli impianti oggetto di casi di studio</i>	141
4.1. Impianto di Pero Bacino Olona	141
4.1.1. Situazione esistente	141
4.1.2. Sezioni di trattamento	142
4.1.3. Qualità delle acque allo scarico e criticà dei valori analitici	149
4.1.4. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fangi-Criticità rilevate	152
4.1.5. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	153
4.1.6. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	153
4.2. Impianto di Canegrate Bacino Olona	154
4.2.1. Situazione esistente	154
4.2.2. Sezioni di trattamento	155
4.2.3. Qualità delle acque allo scarico e criticà dei valori analitici	158
4.2.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	159
4.2.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	161
4.2.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	162
4.2.7. Le soluzioni tecnologiche: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	162

4.3. Impianto di Caronno Pertusella Bacino Olona	163
4.3.1. Situazione esistente	163
4.3.2. Sezioni di trattamento	165
4.3.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	166
4.3.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	167
4.3.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi- Criticità rilevate	170
4.3.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	170
4.3.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	170
4.4. Impianto di Olgiate Olona Bacino Olona	171
4.4.1. Situazione esistente	171
4.4.2. Sezioni di trattamento	174
4.4.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	175
4.4.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	177
4.4.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	177
4.4.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	178
4.4.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	178
4.5. Impianto di Varese Bacino Olona	179
4.5.1. Situazione esistente	179
4.5.2. Sezioni di trattamento	180
4.5.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	182
4.5.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	183
4.5.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	184
4.5.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	185
4.5.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	185
4.6. Impianto di Bulgarograsso - Bacino Olona	186
4.6.1. Situazione esistente	186
4.6.2. Sezioni di trattamento	188
4.6.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	189
4.6.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	190
4.6.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi- Criticità rilevate	190
4.6.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	191
4.6.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	191
4.7. Impianto di Origgio - Bacino Olona	192
4.7.1. Situazione esistente	192
4.7.2. Sezioni di trattamento	193
4.7.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	195

4.7.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	197
4.7.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	197
4.7.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	198
4.7.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	198
4.8. Impianto di Parabiago Bacino Olona	199
4.8.1. Situazione esistente	199
4.8.2. Sezioni di trattamento	201
4.8.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	202
4.8.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	205
4.8.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei-Criticità rilevate	206
4.8.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	207
4.8.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	207
4.9. Impianto di Bresso Bacino Seveso	208
4.9.1. Situazione esistente	208
4.9.2. Sezioni di trattamento	208
4.9.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	210
4.9.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	217
4.9.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	218
4.9.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	219
4.9.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	219
4.10. Impianto di Carimate Bacino Seveso	220
4.10.1. Situazione esistente	220
4.10.2. Sezioni di trattamento	222
4.10.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	227
4.10.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	227
4.10.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	228
4.10.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	229
4.10.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	229
4.11. Impianto di Fino Mornasco Bacino Seveso	230
4.11.1. Situazione esistente	230
4.11.2. Sezioni di trattamento	232
4.11.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	233
4.11.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	234
4.11.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	234
4.11.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	234

4.11.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	235
4.12. Impianto di Mariano Comense - Bacino Seveso	236
4.12.1. Situazione esistente	236
4.12.2. Sezioni di trattamento	238
4.12.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	239
4.12.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	243
4.12.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	245
4.12.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	245
4.12.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	246
4.13. Impianto di Merone - Bacino Lambro	246
4.13.1. Situazione esistente	246
4.13.2. Sezioni di trattamento	248
4.13.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	251
4.13.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	252
4.13.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	253
4.13.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	254
4.13.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	254
4.14. Impianto di Assago - Bacino Lambro	255
4.14.1. Situazione esistente	255
4.14.2. Sezioni di trattamento	257
4.14.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	257
4.14.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	258
4.14.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	261
4.14.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	261
4.14.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	261
4.15. Impianto di S.S. Giovanni Bacino Lambro	262
4.15.1. Situazione esistente	262
4.15.2. Sezioni di trattamento	262
4.15.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	266
4.15.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	270
4.15.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	271
4.15.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	271
4.15.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	271
4.16. Impianto di Settala Bacino Lambro	272
4.16.1. Situazione esistete	272
4.16.2. Sezioni di trattamento	275

4.16.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	280
4.16. 4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	280
4.16.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	283
4.16.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	283
4.16.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	283
4.17. Impianto di Rozzano -Bacino Lambro	284
4.17.1. Situazione esistente	284
4.17.2. Sezioni di trattamento	286
4.17.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	287
4.17.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	288
4.17.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	291
4.17.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	291
4.17.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	292
4.18. Impianto di Locate T. - Bacino Lambro	292
4.18.1. Situazione esistente	292
4.18.2. Sezioni di trattamento	295
4.18.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici	297
4.18.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati	298
4.18.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi-Criticità rilevate	298
4.18.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento	298
4.18.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo	299
 Capitolo 5	
<i>Valutazioni di fattibilità ed analisi costi - benefici delle applicazioni di tecnologie innovative agli impianti esistenti</i>	301
5.1. Riscontri preliminari	301
5.2. Espressioni della fattibilità	304
5.2.1. Ossidazione ad umido	305
5.2.2. MBR	305
5.3. Significato economico del costo evitato	305
 Capitolo 6	
<i>Considerazioni riepilogative e conclusive</i>	333
 <i>Bibliografia</i>	 337
 <i>Allegati</i>	
Elenco visite(disponibili su CD)	

Introduzione

La presente ricerca segue e si inserisce in un programma di studi ed indagini orientate ad elaborare strategie di contenimento di determinati impatti ambientali e a definire in particolare criteri di ottimizzazione gestionale degli impianti di depurazione ubicati nell'area idrografica a forte antropizzazione compresa tra i fiumi Lambro e Olona.

Il progetto di ricerca tratta quindi della depurazione delle acque reflue, urbane e miste, che viene tuttavia riconsiderata come uno possibile ambito applicativo di determinate tecnologie innovative o non convenzionali che, superate le fasi iniziali sperimentali e pilota, vengono oggi sempre più diffusamente utilizzate su scala reale per le interessanti prospettive funzionali, operative ed economiche che presentano.

Esse si presentano infatti, se opportunamente inserite nei sistemi depurativi esistenti od anche se proposte in forme progettuali di nuova realizzazione, come efficaci soluzioni impiantistiche finalizzate a minimizzare la produzione dei fanghi sia in fase di processo che di trattamento finale degli stessi.

Ne consegue che dette tecnologie possono acquistare una ben definita valenza economica in quanto mirate a contenere, tra l'altro, i costi di smaltimento dei sottoprodotti fangosi che essendo una intrinseca conseguenza diretta dei meccanismi di depurazione vengono a rappresentare una importante aliquota degli oneri globali di questi ultimi.

Capitolo 1

Considerazioni introduttive sulla ricerca

Lo scopo della ricerca è mirato ad individuare e valutare processi innovativi di trattamento delle acque reflue con particolare attenzione a quelle soluzioni tecnologiche che appaiono più idonee se applicate a contesti territoriali intensamente urbanizzati.

Dalle esperienze dirette acquisite sul territorio e da quanto emerso anche da recenti ricerche IreR 2006B039 Sostenibilità ed evoluzione tecnologica nel sistema di depurazione lombardo: il riutilizzo delle acque reflue e dei fanghi di depurazione - alcuni dei principali problemi connessi al trattamento delle acque di scarico riguardano ora come in passato:

- le difficoltà localizzative degli impianti e la loro accettabilità sociale;
- gli impatti indotti dalla loro presenza e dal loro funzionamento;
- la gestione dei fanghi prodotti nelle fasi di processo e di smaltimento terminale in relazione alla loro criticità ambientale.

Nelle aree fortemente antropizzate tali problemi sono inevitabilmente accentuati; ad essi si aggiunge inoltre una maggiore difficoltà nel raggiungimento degli obiettivi di qualità dei corpi idrici ricettori degli scarichi finali, in quanto spesso soggetti a carichi inquinanti molto elevati in proporzione alle portate idriche. In Lombardia un caso emblematico in tal senso è rappresentato dal territorio compreso tra i bacini dei fiumi Olona e Lambro, dove è concentrato circa il 50% degli abitanti equivalenti industriali e più del 40% degli abitanti equivalenti di origine civile.

La ricerca si presenta quindi piuttosto complessa ed articolata su varie direttrici di lavoro tra le quali le più significative appaiono:

- la minimizzazione della produzione fanghi, in via prioritaria;
- la necessità di sviluppare un programma di up-grading (miglioramento delle rese depurative, incremento della potenzialità, contenimento degli impatti ecc...);
- l'individuazione di scelte costruttive finalizzate anche al contenimento degli spazi e degli impatti ad essi correlati.

Gli esiti dell'indagine possono pertanto risultare utili alla formulazione degli indirizzi di programmazione gestionale dei servizi idrici proprio nell'ambito delle aree fortemente antropizzate.

Sul piano operativo la ricerca si sviluppa sostanzialmente secondo due principali percorsi:

- le verifiche singole e comparate di processi e soluzioni impiantistiche innovative nel campo della depurazione dei liquami;
- il coinvolgimento delle società patrimoniali e dei gestori degli impianti in una fase di collaborazione per l'acquisizione dei dati interessanti la ricerca.

Il primo percorso si sviluppa attraverso una ricognizione critica di approfondimento riguardante:

- la possibilità di individuare più elevate efficienze di depurazione;
- il “problema fanghi” visto in termini della loro minimizzazione, smaltimento e recupero;
- la riduzione degli impatti;
- le scelte costruttive con minore occupazione di spazi e volumi.

È evidente che la ricerca viene soprattutto rivolta alla verifica degli indirizzi tecnologici e gestionali prodotti in scala reale che garantiscano soluzioni razionali e minori oneri economici, nonché alla loro valutazione verso concrete possibilità applicative alla realtà impiantistica lombarda.

A tale scopo acquista particolare significato la presentazione dei risultati della ricerca acquisiti in relazione ai casi studio impiantistici nell'area Lambro Seveso Olona.

Il secondo percorso si configura nell'obiettivo di pervenire, a chiusura della ricerca tecnologica, ad una fase di contatti con gli enti gestori a cui presentare i risultati della stessa nonché le valutazioni finali dei contenuti dei singoli rapporti.

Poiché il trattamento delle acque di scarico occupa un ruolo delicato nello sviluppo delle aree urbanizzate, esso viene oggi affrontato su un fronte operativo molto esteso che riguarda non solo gli aspetti tecnologici ma anche quelli economici, sociali, di riuso e riciclo delle acque trattate ecc. Parallelamente si sta manifestando una ulteriore crescita di attenzione sulla importanza del ciclo globale dei reflui soprattutto in relazione alle esigenze di pervenire a migliori forme di governo complessivo delle risorse idriche, superficiali e sotterranee, sul territorio.

In tale ottica già la ricerca IreR 2006B39, in collegamento col Programma Regionale di Tutela e Uso delle Acque (PTUA), aveva considerato la possibilità di scelte strategiche di medio-lungo periodo e di innovazioni utili a migliorare il sistema depurativo lombardo nonché a consentire gli adeguamenti necessari agli standard normativi europei.

In detta ricerca venivano pure definiti scenari alternativi di trattamento, gestione e riutilizzo dei fanghi con indicazioni per una strategia “ottimale” che prevedesse la possibilità di differenziare le alternative di recupero/smaltimento e

di adeguare un settore in continua evoluzione alle condizioni tecniche, ambientali, economiche e sociali del momento.

È importante sottolineare che diversamente dai temi considerati nella ricerca 2006B039, lo studio qui considerato intende viceversa entrare nel merito delle possibili innovazioni tecnologiche e di verificarne le condizioni di fattibilità e compatibilità per un adeguamento razionale degli impianti non solo verso le evoluzioni normative ma anche verso gli indici di economicità.

1.1. Indirizzi operativi

Ciò premesso, la ricerca intende oltre a proporre oltre determinate tecnologie innovative, anche evidenziare l'importanza di taluni interventi significativi per la riduzione delle problematiche più pressanti in relazione a:

- impatto negativo generato dalla produzione di fango biologico, legata agli attuali livelli di efficienza delle strutture esistenti e comunque migliorabili soprattutto nelle aree a forte intensità abitativa;
- riequilibrio e riorganizzazione dei processi attraverso le attività di monitoraggio condotte dagli Enti di controllo, utili per una migliore determinazione degli interventi strutturali da farsi;
- modifiche di processo sulle linee acque e linee fanghi ove si possano ritenere più motivatamente inseribili tecnologie innovative già sperimentate e/o sistemi operativo-gestionali, anch'essi di tipologia non convenzionale, al fine di contenere la produzione dei fanghi senza evidenti compromissioni del rendimento depurativo finale.

Gli interventi a cui si è fatto cenno sono giustificati tra l'altro dal fatto che le opere esistenti, soprattutto se non di recente costruzione, hanno spesso seguito un iter costruttivo discontinuo dovuto alle priorità di disinquinamento del momento, spesso in un contesto di finanziamenti limitati, gradualmente parziali ove l'esigenza di ottenere risultati è avvenuta talora in situazioni di emergenza, anche a causa di normative in continua evoluzione.

In passato, nei primi lotti realizzati erano state infatti spesso avviate ad esempio solo fasi meccaniche di prima sgrigliatura, a cui hanno fatto seguito sedimentazioni primarie e man mano nel tempo, anche i processi biologici alcuni dei quali risultano ancora oggi incompleti e privi delle fasi di nitrificazione e denitrificazione. Le linee fanghi, che risultano frequentemente incomplete se non decisamente obsolete, costituiscono infine, come noto, la fase finale del percorso impiantistico.

Da una panoramica sufficientemente documentata delle diverse situazioni territoriali esaminate si evidenziano molte criticità che si accentuano in aree a forte intensità abitativa quali quelle esistenti nei bacini Olona, Seveso, Lura, Lambro.

Alla luce degli indirizzi tecnologici e progettuali rivolti soprattutto a contenere la produzione dei fanghi, si possono comunque individuare diversi programmi d'intervento opportunamente inseribili nelle realtà impiantistiche esistenti.

Ad esempio è possibile ripianificare e modificare, migliorandole, alcune parti strutturali degli impianti in esercizio riconvertendo operativamente alcune vasche, la cui funzione viene così variata in chiave di processo. Ciò è possibile con l'adozione di talune tecnologie non convenzionali e senza che gli interventi comportino necessità di significativi volumi spazi aggiuntivi.

Viceversa per unità di nuova realizzazione l'impiego di componenti innovative fa semplicemente parte di nuovi criteri progettuali nell'ambito di processi più efficienti e d'avanguardia.

Gli interventi e le tecnologie che comportano le riduzioni dei fanghi sono applicate con criteri e tipologie realizzative differenti, sia sulla "linea acque" che sulle "linee fanghi".

Per brevità espositiva saranno di seguito attribuite le seguenti sigle alle tecnologie innovative specificamente finalizzate alla riduzione dei fanghi (TRF):

- TRF applicate alla linea acque: TRFa;
- TRF applicate alle linee fanghi: TRFf;
- TRF di tipo gestionale: TRFg.

1.2. Contenuti e percorsi della ricerca in campo

Dette attività sono finalizzate alla verifica di possibili applicazioni tecnologiche nell'ambito di alcuni casi studio individuati all'interno del territorio compreso tra i fiumi Lambro, Seveso e Olona e si svolgono in tre momenti distinti di lavoro quali:

- la ricognizione conoscitiva diretta e indiretta sugli impianti acquisendone i dati di processo significativi, accertandone il livello e la funzionalità impiantistica, valutandone le criticità e delineando le possibili soluzioni migliorative e di completamento funzionale;
- lo studio e l'approfondimento dei processi innovativi mediante acquisizione delle loro caratteristiche e prestazioni, definendo i possibili i livelli di adattabilità applicabilità dei sistemi tecnologici alle opere esistenti in relazione alle performances attese a valle degli interventi programmabili.

Figura. 1.1 - Impianti di depurazione area Lambro - Seveso - Olona



Fonte: Elaborazioni IRER su dati Regione Lombardia (agg. Gennaio 2007)

I criteri di applicabilità delle TRF siano esse di tipo biologico, meccanico, fisico o chimico, vengono considerati in relazione alle diverse situazioni strutturali ed operative tra cui principalmente:

- le dimensioni attuali e le potenzialità future dell'impianto;
- l'eventuale presenza di liquami industriali;
- la presenza o meno della decantazione primaria;
- la separazione dei fanghi primari dai fanghi secondari;
- la composizione attuale delle linee fanghi e gli eventuali programmi di sviluppo futuro;
- la valutazione in termini di fattibilità tecnico-economica, sulla base dei dati reali acquisiti e verificati, circa l'applicazione dei processi innovativi alle situazioni individuate quali casi di studio.

Di particolare utilità è risultata a riguardo la disponibilità del documento IReR 2006B039 già richiamato, specificamente per gli argomenti riguardanti la minimizzazione della produzione fanghi, quale strumento di aggiornamento per le informazioni in esso contenute circa le stime attese al 2016 nonché i percorsi di contenimento fanghi perseguibili nella realtà lombarda nell'arco 2008 - 2016.

Da tale lavoro di lettura e di approfondimento del “problema fanghi” si può fornire una indicazione preliminare degli interventi TRF potenzialmente meglio rispondenti alle unità oggetti di studio secondo le loro potenzialità e precisamente:

- TRF per impianti di piccola/media potenzialità sino a 120.000 AE, come da (Tab. 1.1);
- TRF per impianti di potenzialità oltre 120.000 AE, come da (Tab. 1.2).

Tabella 1.1 - Potenzialità sino a 120.000 AE

Impianto -	Bacino idrografico	A.E.
Sesto San Giovanni: TRFf	Lambro	130.000
Assago: TRFg	Lambro	115.000
Varese: TRFa e TRFg	Olona	106.000
Merone: TRfg	Lambro	100.000
Rozzano: TRFg	Lambro	74.500
Olgiate O.: TRFa	Olona	70.000
Carimate: TRFf	Seveso	66.500
Fino M.: TRFa	Seveso	60.800
Bulgarograsso: TRFa	Olona	59.000
Mariano Comense: TRFg	Seveso	54.000
Locate T.: TRFg	Lambro	50.000
Parabiago: TRFa e TRFg	Olona	46.000
Settala: TRFa	Lambro	42.600
Origgio: TRFa e TRFg	Olona	28.000

Tabella. 1.2 - Potenzialità oltre 120.000 A.E.

Impianto	Bacino idrografico	A.E.
Pero: TRFf e TRFg	Olona	360.000
Bresso: TRFf	Seveso	215.000
Caronno P.: TRFf e TRFg	Olona	175.000
Canegrate: TRFg	Olona	86.000

Parallelamente e contestualmente alla valutazione delle singole tecnologie la ricerca ha sviluppato un esame critico delle scelte progettuali che favoriscono sia una minore occupazione del suolo che il raggiungimento di effetti migliorativi ambientali sotto il profilo della coesistenza con i fattori antropici.

Al riguardo sono significative alcune esperienze maturate dopo gli anni 2000 operanti con elevate efficienze anche su scarichi concentrati e che hanno confermato positivamente, ad esempio, l'impiego dei sistemi MBR in situazioni ove è stato utile integrare le opere esistenti, recuperando altresì spazi e volumi.

In effetti sulla base di un affidabile livello costruttivo e prestazionale, i produttori di membrane hanno potuto garantire anche costi interessanti con garanzie di durata.

Con l'impiego delle TRF, cui i sistemi MBR appartengono, è ragionevole attendersi che una più diffusa integrazione delle stesse nei cicli depurativi contribuisca ad aumentare le performances di detti sistemi verso l'ottimizzazione degli spazi impegnati.

Per valutare l'applicazione congiunta delle TRF ai diversi sistemi depurativi, è evidente la necessità di compararne i limiti funzionali rispetto a criteri di affidabilità, efficacia e convenienza a base della scelta di uno dei sistemi.

Risultano inoltre oggetto di preventiva considerazione l'importanza ed il peso di alcune condizioni al contorno, quali ad esempio:

- la presenza del carico industriale nell'area di studio;
- la tipologia impiantistica esistente soprattutto nei riguardi del processo biologico, ma anche in relazione al sistema meccanico insufflativo, alla disposizione delle vasche, alla presenza del trattamento terziario e a tutti i dettagli impiantistici del caso;
- le caratteristiche antropiche del territorio, ecc...

Viene da sé che soltanto l'analisi congiunta di tutti questi fattori può individuare, caso per caso, le soluzioni innovative meglio rispondenti alle singole realtà impiantistiche, senza incorrere in facili e superficiali ipotesi di generalizzazioni applicative.

Su un piano parallelo di revisione progettuale risulta infine di indubbia rilevanza per gli importanti riflessi economici che comportano, la scelta di alcuni sistemi gestionali caratterizzati dall'impiego di specifici software per il controllo e il monitoraggio di variabili di processo e delle relative manovre operative, quali ad esempio le fasi biologiche a cicli alternati (C.A.).

Detti sistemi possono sostanzialmente distinguersi in due tipi funzionali e precisamente:

- dosaggio controllato di prodotti biochimici principalmente enzimi;
- controllo e modulazione dei parametri di processo con Software dedicati.

Per entrambe le classi, i criteri di applicazione prevedono preliminarmente l'acquisizione a monte di tutte le informazioni tecnico-operative del caso. Successivamente nell'ambito di un quadro-base sperimentale di riferimento, è possibile individuare le combinazioni ottimali in cui inserire ed integrare le varianti innovative con le strutture esistenti.

Tali argomenti saranno specificamente presentati e discussi in alcuni paragrafi nel Cap. 3 dedicati agli aspetti gestionali.

1.3. Note conclusive di sintesi

L'insieme delle considerazioni introduttive riportate secondo la logica e le finalità della ricerca, è sinteticamente riconducibile ai seguenti punti:

- la produzione dei fanghi di risulta della depurazione è una conseguenza intrinseca e diretta delle diverse fasi di trattamento di cui ne costituisce un aspetto particolarmente critico;
- la presenza dei fanghi sul territorio, in termini di trasformazione e smaltimento finale rappresenta un “problema” complesso in termini ambientali, socio-economici e di costi gestionali;
- le tecnologie disponibili per ridurne e contenerne utilmente la produzione rientrano in una particolare logica progettuale di prevenzione (Dir. CE 2008/98), estendibile agli aspetti qualitativi (dei fanghi), ed ai rendimenti della depurazione (up-grading);
- l'importanza di definire metodi per l'ottimizzazione dei criteri operativi e gestionali, in linea con l'evolversi delle normative e in particolare con gli obiettivi regionali 2008 - 2016 indicati dal PTUA.

Capitolo 2

Il problema fanghi

La reale dimensione del problema e la complessità delle diverse fasi di trattamento e smaltimento dei fanghi prodotti nei processi di depurazione delle acque di rifiuto, sono avvertite oramai, sia in Italia che a livello internazionale, come espressioni di una concreta emergenza ambientale. Nel nostro Paese il recepimento progressivo da parte del Governo delle norme comunitarie, attraverso il D. Lgs 152/99 prima e il D. Lgs 152/06 poi, ha indotto di per sé la tendenza ad una maggiore produzione di fanghi conseguente alla necessità di operare trattamenti più spinti in relazione ai limiti di legge sempre più severi sugli scarichi. Tale indirizzo si è andato accentuando inoltre con la progressiva estensione ed ultimazione delle reti di collettamento dei reflui agli impianti.

Il problema è fortemente avvertito in Lombardia particolarmente nelle aree a maggior indice di urbanizzazione. Anche se nella redazione del PTUA Programma di Tutela e Uso delle Acque l'argomento appariva brevemente richiamato, ulteriori ricerche ed indagini sia in campo che a livello bibliografico, ne hanno meglio precisato i contorni e le reali dimensioni anche in proiezione delle scadenze ambientali previste dal PTUA stesso nel percorso temporale verso il 2016. Gli studi fatti confermano praticamente un orientamento comune verso l'elaborazione di un "piano fanghi" cioè di un documento operativo che possa utilmente supportare una politica regionale nel medio e lungo termine per sviluppare al meglio sul territorio, in termini sostenibili, le fasi di trattamento, gestione ed utilizzo dei fanghi di depurazione.

Appare evidente come tale politica dovrà necessariamente aggiornarsi con le evoluzioni normative comunitarie, nazionali e regionali, che in futuro dovranno confermare o meno le diverse modalità di smaltimento oggi attuate principalmente mediante:

- riutilizzo diretto ed indiretto in agricoltura per un 60% ca;
- messa in discarica per un 25% ca;
- incenerimento diretto o congiunto con altre categorie di rifiuti per il restante 15%.

Poiché tali procedure sono sottoposte a un trend di controlli e di norme sempre più severe e restrittive che determinano a loro volta costi di smaltimento in costante crescita si pone con evidenza la necessità di produrre azioni di riduzione e di

contenimento delle quantità dei fanghi. Tale esigenza risponde ad una reale preoccupazione degli amministratori locali, dei gestori e dei costruttori. Preoccupazione che deriva sostanzialmente dall'evoluzione dei costi operativi a fronte delle continue e sempre maggiori difficoltà di collocazione dei rifiuti nell'ambito agricolo, in discarica e verso le forme di incenerimento tradizionali.

È evidente che in questa prospettiva la gestione dei fanghi va opportunamente riconsiderata in termini strettamente correlati anche a una diversa logica di progettazione e di conduzione degli impianti di trattamento dei liquami.

Tutto ciò si inquadra d'altronde nello spirito della direttiva europea sui rifiuti (91/156CE) che ha introdotto la nozione di gerarchia delle soluzioni e in cui la riduzione alla fonte veniva individuata come prioritaria.

Il criterio gestionale sempre seguito tradizionalmente tende prioritariamente alla depurazione ottimizzando cioè le caratteristiche finali dell'effluente con i sistemi sempre più sofisticati offerti dal mercato. Congiuntamente le tecnologie di trattamento dei fanghi erano mirate alla riduzione degli stessi ma operando essenzialmente sulla linea fanghi, partendo ad esempio dalle fasi di digestione sino alla disidratazione finale.

Questo significa che all'esigenza primaria della depurazione non veniva associata l'adozione di soluzioni specifiche rivolte anche alla minimizzazione dei fanghi intervenendo già sulla linea acque.

Seguendo lo sviluppo tecnologico che ha portato infine sul mercato alla diffusione di particolari tecnologie innovative, i processi di contenimento e di riduzione della produzione del fango si sono comunque estesi nel tempo, superando le fasi sperimentali e di ricerca sia sulle linee acque che su quelle fanghi.

Di tali percorsi tecnologici il presente studio intende presentarne gli aspetti più significativi attraverso una disamina tecnico-economica delle soluzioni innovative oggi utilizzate e soprattutto dei risultati da esse ottenuti su scala reale.

Esse vanno comunque viste e considerate pur sempre nell'ambito di un programma di interventi alternativi ed integrativi alle metodologie convenzionali di smaltimento.

2.1. PTUA: riferimenti tecnico - normativi

Si è accennato come la correlazione tra gli indirizzi e le finalità del PTUA, in particolare il raggiungimento degli obiettivi di qualità per i corpi idrici superficiali ricettori degli scarichi trattati nell'arco temporale 2008 - 2016 e la necessità di interventi migliorativi sugli impianti, (up-grading, corretta manutenzione, varianti gestionali, completamenti strutturali ecc.) possa influenzare direttamente o indirettamente anche la produzione di fanghi in fase di processo e conseguentemente anche la quantità da movimentare nei cicli di smaltimento finale.

La logica di tali correlazioni si sviluppa tra l'altro in parallelo con il percorso cronologico delle normative vigenti in materia di protezione delle acque e che sono qui brevemente richiamate in quanto riferimenti intrinseci della ricerca.

La consapevolezza di dover sviluppare una particolare strategia ambientale a difesa della risorsa acqua si è andata concretizzando a livello europeo con la Direttiva Quadro 2000/60/CE e precedentemente in Italia con il D. Lgs 152/99.

Con esse prende in effetti avvio un percorso normativo in termini di utilizzi razionali e sostenibili di tutela di tale risorsa e che viene allargato a tutto l'ambiente acquatico e territoriale interessato quale il bacino idrografico di competenza.

In attuazione della direttiva comunitaria è stata emanata dalla Regione Lombardia la Legge 26/2003 ove all'art. 45 si prevedeva appunto la predisposizione di un Piano di gestione del bacino idrografico quale strumento per la pianificazione della tutela e dell'uso delle acque. Tale Piano ha portato come è noto alla successiva stesura ed approvazione da parte della Giunta Regionale nel 2006 del Programma di Tutela e Uso delle Acque. Per quanto concerne specificamente la determinazione dei limiti agli scarichi depurati, vige oramai il Regolamento Regionale n. 3 del 24 marzo 2006 "Disciplina e regime autorizzatorio degli scarichi di acque reflue domestiche e di reti fognarie, in attuazione dell'art. 52, comma 1, lettera a) della L.R. 26/2003".

Tali indirizzi erano stati, tra l'altro, cronologicamente anticipati dal D. Lgs 152/99 e successivamente ripresi dal D. Lgs 152/2006. Il D. Lgs 152/99, a cui si attiene il PTUA, aveva in particolare introdotto un arco temporale compreso tra il 2008 e il 2016 affinché quest'ultima scadenza rappresentasse per i corpi idrici significativi superficiali il raggiungimento o il mantenimento dell'obiettivo di qualità "buono", partendo da un livello al 2008 classificato, secondo la nomenclatura SECA sullo stato ambientale, come "sufficiente".

Con specifico riferimento alle aree idrografiche dei fiumi Lambro, Seveso e Olona che nell'ambito regionale presentano una densità di popolazione superiore a 2000 abitanti per chilometro quadrato e quindi indici di urbanizzazione molto elevati, lo stato ambientale dei tre fiumi appare sicuramente tra i più critici e precisamente:

- Lambro, tra i corsi d'acqua più compromessi, con indice "pessimo";
- Olona con indice variabile tra "pessimo" e "scadente" in funzione dei diversi tratti di fiume monitorati;
- Seveso: con situazione analoga al fiume Olona.

A differenza del Lambro e dell'Olona il Seveso non appare invece tra i corpi idrici individuati nel PTUA come significativi.

Considerato che questi fiumi scorrono in aree di massima pressione antropica, la Regione ha pertanto stabilito per essi obiettivi di qualità ambientale meno rigorosi di quelli imposti per legge, e ciò in base ai contenuti dell'art. 5, comma 5 del D. Lgs 152/99.

Conseguentemente per essi il PTUA ha previsto di raggiungere entro il 2016 i seguenti risultati:

- obiettivo di qualità ambientale “buono” solo per il tratto del fiume Lambro a monte della sezione di Monza;
- obiettivo di qualità “sufficiente” per i rimanenti tratti del Lambro, Seveso ed Olona.

L’art. 5 citato è infatti applicabile nei casi in cui risulti manifestamente impossibile, con i mezzi attualmente disponibili, realizzare un significativo miglioramento dello stato qualitativo di determinati corpi idrici, fortemente compromessi dall’inquinamento esistente.

Attraverso il quadro d’insieme degli obiettivi di qualità dei corsi d’acqua per il 2016, si può quindi pervenire ad una precisa identificazione progettuale degli adeguamenti impiantistici ed infrastrutturali richiesti, per il rispetto dei limiti dello scarico nei corpi ricettori, all’esercizio delle unità di depurazione. Tuttavia poiché per alcuni parametri di particolare significato chimico e biologico (BOD5, COD, azoto e fosforo totali, solidi sospesi) i relativi indici ammessi allo scarico non sono di applicabilità generale ma differenziati in relazione alla potenzialità degli impianti, secondo la classificazione riportata all’allegato B del Regolamento Regionale n. 3/06, ne deriva che sul piano progettuale la tipologia delle fasi di depurazione e la natura degli interventi risultino alla fine determinate, tra l’altro, dalle dimensioni operative o di potenzialità (abitanti - equivalenti serviti) di ciascun impianto.

Per i parametri analitici non riportati nelle tabelle dell’Allegato B, viene viceversa fatto riferimento, come noto, all’Allegato 5 del D. Lgs 152/06.

Infine poiché limiti allo scarico sempre più severi e restrittivi richiedono ovviamente il ricorso a trattamenti più spinti ed a tecnologie più sofisticate, ne conseguono situazioni operative caratterizzate da una maggiore complessità tecnico-gestionale dell’intero sistema depurativo e da un incremento generalizzato della produzione fanghi, effetto ambientale questo già evidenziato.

2.2. Le dimensioni del problema

Riprendendo alcune considerazioni introduttive del Cap. 1 si può sintetizzare il tema “fanghi” a partire da alcuni punti fermi già evidenziati e comunque utili per l’avvio di un efficace percorso operativo e precisamente:

- la produzione e l’accumularsi dei fanghi in determinate aree (di depurazione, di movimentazione o smaltimento finale) è una inevitabile conseguenza diretta dei processi di depurazione in atto;
- ad un’evoluzione più severa e restrittiva delle normative ambientali, corrisponde una maggiore complessità nel gestire in forme sostenibili sul

- piano tecnico-economico le diverse soluzioni adottate sinora sul territorio per lo smaltimento e la collocazione finale dei fanghi;
- poiché la produzione degli stessi tende ad aumentare con l'introduzione di norme ambientali più restrittive, ne consegue l'evidente opportunità economica e sociale di avviare sul territorio, attraverso criteri e tecnologie disponibili di tipo innovativo, un programma alternativo di interventi finalizzati al contenimento e alla riduzione della produzione fanghi;
 - i criteri e le tecnologie disponibili non rappresentano tuttavia un indirizzo unico generalizzabile per tutte le problematiche presenti ma, viceversa, si differenziano in una pluralità di soluzioni sia impiantistiche che gestionali la cui applicabilità, caso per caso, comporta a monte attente valutazioni e scelte in termini di fattibilità tecnico-economica.

2.2.1. Aspetti quantitativi

La disponibilità di data-base regionali consentono di acquisire numerosi dati relativi agli impianti di depurazione presenti sul territorio.

Essendo tuttavia questa ricerca dedicata all'area idrografica Lambro - Seveso - Olona, sono stati desunti ed esplicitati soltanto i dati e le informazioni attinenti a detta area.

L'approfondimento degli argomenti, in particolare la composizione delle linee di depurazione e l'analisi d'insieme a livello funzionale e di performance, riguarderà inoltre soltanto impianti di potenzialità superiore a una determinata soglia considerata significativa e che presentino inoltre un avanzato stadio di realizzazione e/o completamento delle fasi di trattamento.

Tale indirizzo di ricerca è motivato sostanzialmente da alcuni riscontri di natura pratica in quanto:

- la produzione di fanghi inizia ad essere rappresentativa sul piano ambientale per unità di trattamento che operano a partire da potenzialità di almeno 50.000 abitanti - equivalenti (A.E.);
- gli interventi strutturali e tecnologici, come pure le varianti gestionali finalizzate alla minimizzazione dei fanghi, possono anch'esse trovare una adeguata giustificazione economica per impianti con una potenzialità operativa mediamente non inferiore a detta soglia.

Nel R.R. n. 3/2006 gli impianti di depurazione sono stati suddivisi in base alla loro potenzialità nominale, in quattro classi:

- 1^a : da 2.000 a 9.999 A.E.;
- 2^a : da 10.000 a 49.999 A.E.;
- 3^a : da 50.000 a 99.999 A.E.;
- 4^a : oltre 100.000 A.E.

Con riferimento a questa ripartizione verranno pertanto presi in considerazione come casi di studio esclusivamente impianti dell'area Lambro - Seveso - Olona appartenenti alla 3a e 4a classe, per un numero complessivo di 18 unità di depurazione.

Tale scelta è tra l'altro motivata dalla particolare situazione di fatto esistente in detta area idrografica. In essa sono presenti 35 impianti con potenzialità superiore a 10.000 AE. Di questi, 23 unità hanno un dimensionamento nominale di oltre 50.000 AE con una potenzialità complessiva pari al 95% del totale relativo a tutti i 35 impianti (Tab. 2.3).

Il loro contributo alla produzione di fanghi rimane quindi ampiamente significativo al fine di una valutazione quantitativa globale di tale realtà.

Tuttavia per le finalità della ricerca non si è ritenuto di estendere necessariamente l'indagine a tutte le 23 unità di depurazione escludendone viceversa 5 per precise motivazioni e cioè:

- due impianti dell'ATO12 di Milano (Nosedo - S. Rocco e Peschiera Borromeo) unitamente a quello di S. Rocco di Monza, per il loro grado di completezza tecnologica anche verso il trattamento dei fanghi;
- l'impianto di Varedo in quanto lo stesso trovasi in fase di dismissione e riprogettazione.

Tabella. 2.3 - principali caratteristiche degli impianti di depurazione situati nel bacino LSO

Denominazione	AE TOT nom.	AE TOT tratt.	Trattamenti	Masca di accumulo	Grigli. Grossolana	Grigli. Fine	Dissabbiatura	Disoleatura	Sedim. Primaria	Nitri-denitrificazione	Ossidazione	Sedim. Secondaria	Chiarificazione	Defosfatazione	Filtrazione	Disinfezione	Ozonizzazione	Fitodepurazione	Spessimento	Digestione aerobica	Digestione anaerobica	Disidratazione a centrifuga	Disidratazione a nastro pressa Letti di essiccamento
Milano - Nosedo	1.250.000	1.230.000	Terziario																				
Milano - S. Rocco	1.050.000	570.000	Terziario																				
Monza	600.000	600.000	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V				V							
Peschiera Borromeo	566.000	295.000	Terziario																				
Caronno Pertusella	400.000	160.000	Terziario	V	V	V	V	V	V	V	V	V			V	V			V	V			V
Pero - Olona Sud	360.000	250.000	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V			V	V			V	V			
Bresso - Seveso Sud	300.000	227.896	Secondario		V		V	V	V		V	V							V	V			
Canegrate - Olona Nord	270.000	220.000	Terziario		V	V	V	V	V		V	V				V			V	V			
Merone	195.000	121.812	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V		V		V							
Bulgarograsso - Altolura	154.000	64.500	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V		V			V						
Fino Mornasco - Seveso	140.000	67.500	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V	V				V						
Olgiate Olona	137.544	120.000	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V			V						V		
Sesto S. Giovanni	130.000	130.000	Secondario																				
Varedo - Seveso Nord	120.000	120.000	Secondario		V	V	V	V	V	V	V	V		V									V
Varedo - Varese Olona	120.000	91.589	Terziario		V	V	V	V	V	V	V	V		V		V					V		
Assago	105.000	110.115	Terziario		V	V	V	V	V		V	V	V		V			V	V	V	V	V	V

Settala	100.000	100.000	Secondario							V									
Carimate	96.000	64.300	Terziario	V	V	V	V	V	V	V	V		V	V		V	V		V
S. Giuliano M.se - Est	80.000	60.240	Primario	V	V	V	V	V											
Origgio	75.000	54.149	Secondario	V		V	V	V	V	V		V	V						
Rozzano	74.500	71.299	Secondario	V		V	V	V		V	V	V				V	V	V	V
Locate Triulzi	60.000	60.000	Terziario	V	V	V	V	V	V	V		V	V		V	V			V
S. Giuliano M.se - Ovest	51.000	22.166	Terziario	V		V	V	V		V	V	V		V		V	V		V
Nerviano (Parabiago)	50.000	48.000	Secondario	V	V	V	V	V		V	V				V	V			
Cairate	45.000	40.000	Secondario		V	V	V	V	V	V							V		
Fino Mornasco - Livescia	43.300	43.300	Terziario					V											
Nibionno	34.139	34.139	Terziario		V	V	V	V	V	V									
Salerano sul Lambro	34.000	23.000	Terziario		V	V		V		V			V		V			V	V
Mariano Comense	25.000	25.000	Terziario		V	V	V	V	V	V			V						
S. Angelo Lodigiano	23.770	13.820	Terziario		V	V		V		V			V		V				V
S. Colombano al Lambro	20.000	19.000	Terziario	V		V	V	V	V	V			V		V	V			V
Limido Comasco	20.000	20.000	Secondario	V		V				V	V								
Rescaldina	17.000	17.000	Terziario																
Segrate	15.000	15.000	Secondario																
Casatenovo	12.000	12.000	Terziario	V		V	V		V	V	V		V						

Dati ricavati da precedenti indagini

Dati Regione

Fonte: Elaborazioni IReR su dati Regione Lombardia (agg. Gennaio 2007)

La distribuzione degli impianti nei rispettivi bacini idrografici è illustrata nelle tabelle seguenti.

Tabella 2.4 - Depuratori appartenenti al bacino idrografico dell'Olonia (n.8)

Ubicazione	ATO	AE trattati	Gestione
Pero	8	360.000	Amiacque
Canegrate	8	86.000	Amiacque
Caronno P.	11	175.000	Lura Ambiente
Olgiate O.	11	70.000	Prealpi Serv.
Varese	11	106.000	Prealpi Serv.
Bulgarograsso	3	59.000	Lariana Depur
Origgio	11	28.000	Bozzente - Prealpi
Parabiago	8	46.000	Amiacque

Tabella. 2.5 - Depuratori appartenenti al bacino idrografico del Seveso (n.4)

Ubicazione	ATO	AE trattati	Gestione
Bresso	8	215.000	Amiacque
Carimate	3	66.500	SudSeveso
Fino M.	3	60.800	Lariana Depur
Mariano C.	3	54.000	Valbe

Tabella 2.6 - Depuratori appartenenti al bacino idrografico del Lambro (n.6)

Ubicazione	ATO	AE trattati	Gestione
Merone	3	100.000	Asil
Assago	8	115.000	Amiacque
Sesto S.G.	8	130.000	Amiacque
Settala	8	42.600	Amiacque
Rozzano	8	75.000	Amiacque
Locate T.	8	50.000	Amiacque

Sulla base delle potenzialità attribuite ad ogni bacino sono stati presentati in passato da più fonti rapporti sulla stima e la quantificazione complessiva media dei fanghi prodotti, quale elaborazione di dati ed informazioni acquisite di volta in volta su scala regionale dagli enti di ricerca.

A tale scopo risulta particolarmente significativa la metodologia utilizzata da IReR nell'ambito della ricerca 2006B039 del 2007, illustrata ai rispettivi Cap. 6 e 7 Vol. 2 della stessa, nella quale la stima della produzione di fango viene elaborata attraverso uno specifico criterio di calcolo che parte da considerazioni attinenti la tipologia dei trattamenti adottati nei singoli impianti.

In tale elaborazione sono stati presi in esame, tra l'altro, i seguenti aspetti:

- le potenzialità e i limiti allo scarico individuati dal R.R. n. 3/2006;
- la presenza o meno di trattamenti quali nitrificazione/denitrificazione, stabilizzazione fanghi, defosfatazione, filtrazione finale, in relazione ai limiti allo scarico;
- la presenza o meno della fase di sedimentazione primaria.

La procedura di calcolo ha tenuto inoltre conto dei seguenti fattori:

- caratteristiche del liquame in ingresso al depuratore (BOD, COD, azoto, fosforo, solidi sospesi totali e sedimentabili);
- temperatura del mixed-liquor;
- rendimento di rimozione dei solidi sospesi in sedimentazione primaria;
- contenuto di solidi volatili, azoto e fosforo nel fango primario;
- età del fango;
- rendimento di abbattimento del BOD nel reattore biologico;
- rapporto SV/ST nel fango di supero e contenuto di azoto e fosforo;
- limiti di emissione per azoto, fosforo e solidi sospesi nell'effluente;
- produzione di fango chimico per la de fosfatazione;
- abbattimento dei solidi volatili nella eventuale digestione separata dei fanghi;
- tenore di secco raggiunto dopo disidratazione/essiccamento.

L'analisi dei dati regionali ha consentito una ripartizione ulteriore degli impianti in quattro gruppi in funzione dei processi di depurazione adottati e precisamente:

- primo gruppo: ossidazione biologica ad alto carico;
- secondo gruppo: ossidazione biologica a basso scarico;
- terzo gruppo: ossidazione biologica con filtrazione finale o chiari flocculazione;
- quarto gruppo: trattamenti meccanici.

Nei primi tre gruppi è stata considerata anche la presenza o meno della sedimentazione primaria. Un quinto gruppo infine ha raccolto gli impianti per i quali il data base regionale non ha consentito indicazioni circa la linea di trattamento in atto. Il metodo di lavoro descritto ha portato alla formulazione di stime delle quantità di fango prodotte per ognuno dei gruppi impiantistici individuati sulla base del carico trattato dalle singole unità di depurazione.

Detti valori presentano solo una parziale corrispondenza con quelli riportati nel PTUA cioè con una differenza del 12% ca. rispetto ai dati di quest'ultimo.

È importante evidenziare come il metodo di calcolo citato riporti come dato medio stimato dei fanghi prodotti su scala regionale un indice di 17 - 18 kg ss/anno x AE, valore assunto anche per le previsioni al 2016. Tale stima trova comunque riscontri a livello bibliografico e di indagini di settore.

Partendo da tale indice, associato alle potenzialità degli impianti ubicati nel bacino Lambro - Seveso - Olona, è quindi possibile pervenire ad un valore stimato dei fanghi prodotti per impianto e complessivamente anche per bacino.

Ciò premesso un quadro diverso dei volumi di fanghi effettivamente prodotti viene indicato nei capitoli seguenti sulla base degli elementi raccolti nell'ambito dei singoli casi di studio estesi ai 18 impianti dell'area LSO.

Tali risultati, oltre che confermare una realtà territoriale sicuramente complessa e differenziata nei diversi fattori ambientali che la caratterizzano, indicano un certo divario tra i dati reperiti in campo nel corso della ricerca e le stime

precedenti. In tal senso la ricerca in atto presenta una certa utilità anche per meglio interpretare il significato dei contenuti che a partire dal Piano Regionale delle Acque del 1991 e successivamente attraverso il PTUA, hanno portato alla quantificazione prevista dei fanghi espressa nello spazio temporale 2008 – 2016.

2.2.2. Aspetti qualitativi

Seppure le considerazioni riguardanti la qualità dei fanghi e le relative azioni di accertamento analitico non sia argomento che rientri di per sé negli obiettivi della presente ricerca, si ritiene tuttavia egualmente opportuno per l'importanza intrinseca dello stesso, accennarne brevemente.

Poiché un'indagine analitica approfondita delle caratteristiche qualitative dei fanghi risulta attività complessa e costosa, significativa solo se riferita ad un specifico contesto impiantistico non suscettibile cioè di estrapolazioni generalizzabili ad altre realtà, è evidente la difficoltà pratica di svolgere programmi di rilevamento e monitoraggio intesi con questo obiettivo. Ciò dipende essenzialmente dalla tipologia stessa dell'indagine collegata ad una specifica differenziazione qualitativa dei reflui da trattare, dei processi adottati nelle linee acqua e fanghi e infine dei risultati finali attesi della depurazione. Sul piano operativo appare utile e pratico ricercare comunque dati qualitativi solo per alcuni delle decine di parametri analitici suscettibili di rilevamento e precisamente quelli che caratterizzano sostanzialmente i fanghi come i contenuti di sostanza secca, solidi volatili, azoto e fosforo.

Tali determinazioni compaiono tra l'altro nella gestione di routine degli impianti e sono talvolta integrate da ulteriori rilevazioni qualora sussistano particolari esigenze di approfondimenti analitici verso altri parametri in funzione dello smaltimento ultimo dei fanghi.

2.3. I costi di smaltimento

I percorsi operativi per lo smaltimento e/o il riutilizzo dei fanghi, quando lo stesso risulti economicamente sostenibile, sono vie tradizionalmente consolidate e precisamente:

- impiego in agricoltura, con limitazioni normative progressivamente più severe;
- la collocazione in discarica anch'essa resa sempre più difficile sul piano normativo;
- l'incenerimento diretto in impianti dedicati;
- il co-incenerimento con altre tipologie di rifiuti compatibili;
- il conferimento a cementifici.

Viceversa in una diversa logica di pianificazione economica a largo raggio sul territorio mirata al contenimento dei costi, la minimizzazione dei fanghi prodotti si impone come un obiettivo prioritario perseguibile attraverso due indirizzi operativi tra loro collegati e cioè:

- intervenendo in fase di processo sulla linea acque con varianti impiantistiche integrative;
- intervenendo sulle linee fanghi sia mediante tecnologie convenzionali quali la disidratazione, l'essiccamento o ricorrendo a tecniche non convenzionali.

Di queste tecnologie si tratterà specificatamente al Capitolo 3.

Nel presente paragrafo vengono presi in esame gli attuali costi di mercato relativi alle attuali forme di smaltimento per la evidente correlazione sul piano della fattibilità economica tra detti costi e le possibili soluzioni tecnologiche utilizzabili per contenere la produzione dei fanghi.

Infatti la convenienza economica di determinate scelte può sussistere solo alla condizione che lo studio di fattibilità indichi che il costo evitato per tonnellata di fango non prodotto e quindi il risparmio ottenuto, sia maggiore del costo unitario complessivo dell'intervento tecnologico, investimento e gestione. Appare quindi utile riassumere sinteticamente il quadro generale degli attuali costi di smaltimento quali termini di confronto da assumere nell'ambito delle analisi di fattibilità riguardanti le singole tecnologie prese in esame.

I costi indicati, desunti da diverse fonti, come ad esempio il rapporto APAT 2005 All. 3, il volume II dello studio IReR già citato ecc., risultano i seguenti (destinazione agricola):

- costi di smaltimento fanghi effettuato direttamente dal produttore;
- le componenti di costo sono diverse e comprendono sinteticamente: operazioni di movimentazione e trasporto; eventuali oneri per l'esecuzione di trattamenti interni di condizionamento, igienizzazione e trasporto (prodotti chimici, consumi energetici, ammortamenti ecc.); costi amministrativi e controlli analitici;
- costo totale medio risultante: 22-24 €/t fango tal quale;
- eventuali oneri per certificazioni ambientali integrative redatte dagli enti preposti: 10-12 €/t;
- costo collegato ad attività di smaltimento in conto terzi (inclusi i costi gestionali e quote ammortamento d'impresa);
- trasporto con destinazione finale suolo agricolo: dato medio compreso tra 45 e 60 €/t. fango tal quale;
- possono sussistere costi aggiuntivi per compensi dovuti alla messa a disposizione dei terreni da parte dei proprietari.

Altre voci di costi legate a destinazioni finali diverse da quelle agricole sono infine rappresentate da:

- i costi di smaltimento in discarica;
- valore indicativo medio 120 - 130 €/t di fango al 25-30% ss ;
- i costi di conferimento a cementifici;
valore indicativo medio 40 €/t ss.

Vanno infine considerati aggiuntivamente anche:

- i costi per attività di disidratazione_(reattivi chimici, energia, manodopera, oneri ammortamento tecnico) variabili tra il 30-40% del costo totale di smaltimento.

Le analisi di fattibilità devono pertanto tenere conto di un range di oneri di smaltimento piuttosto ampio e diversificato in quanto soggetto a frequenti fluttuazioni del mercato.

Ne consegue che la sostenibilità economica di una data tecnologia può essere correttamente interpretata solo se riferita a singole realtà impiantistiche, sulla base di dati operativi certi e di riferimenti precisi quali, ad esempio, la specifica tipologia di smaltimento terminale che risulta adottata.

2.4. Produzione dei fanghi: gli interventi di minimizzazione

Nelle note conclusive del capitolo introduttivo si è accennato ad una logica progettuale di prevenzione associabile alla normativa europea sui rifiuti – Direttiva 2008/98/CE in cui venivano individuati come percorsi prioritari gli interventi rivolti alla minimizzazione dei rifiuti, al recupero di materia ed energia, allo smaltimento in sicurezza.

Gli interventi di minimizzazione dei fanghi applicabili sia alle linee liquami che a quelle dei fanghi stessi presuppongono tuttavia, se considerati in una logica di miglioramento globale dei risultati attesi, che il loro inserimento debba partire da una condizione operativa degli impianti esistenti tale da utilizzarne al meglio le strutture.

In tale direzione assume particolare rilevanza anche la disponibilità di criteri gestionali efficaci ed efficienti sul piano del rendimento operativo e di cui il contenimento dei costi rappresenta un traguardo importante.

2.4.1. Le tecnologie in campo

Gli interventi di minimizzazione sono attuabili mediante il ricorso sia a tecnologie consolidate che a sistemi non convenzionali od innovativi.

Le tecnologie consolidate non sono tema specifico di questa ricerca; loro eventuali riferimenti saranno pertanto citati solo per necessità di integrazioni informative su determinati argomenti.

Le tecnologie non convenzionali od innovative (NC) sono oggi variamente utilizzate su scala reale, distribuite da gruppi industriali a livello mondiale anche forma brevettata. Di esse si tratterà nei capitoli seguenti in termini approfonditi sul piano tecnico-operativo ed economico-gestionale, al fine di ricavarne un quadro che risulti sufficientemente esplicativo delle caratteristiche e delle performances di ciascuna tecnologia.

Accanto ad esse è operante un campo di ricerche soprattutto internazionali impegnate nello studio e messa a punto di numerosi filoni tecnologici a livello sperimentale e pilota, finalizzati anch'essi alla definizione di altrettanti sistemi per la minimizzazione dei fanghi.

La loro tipologia è ampiamente riportata nella bibliografia di settore, tuttavia un'eventuale trattazione degli stessi esulerebbe dagli indirizzi di questa ricerca, in quanto non ancora applicati estesamente su scala industriale o carenti di dati gestionali attendibili.

I sistemi e le tecnologie NC possono riguardare entrambi i comparti chimico/fisico e biologico della linea depurativa e risultano a loro volta di tipo chimico/fisico, fisico e biologico. Le tabelle 2.7 A e B riportano un quadro sintetico degli interventi possibili con le tecnologie NC nell'ambito delle linee liquami.

Le tabelle 2.7 C e D indicano viceversa le soluzioni tecnologiche attuabili sulle linee fanghi. I prospetti evidenziano come sul piano delle applicazioni tecniche siano molteplici le soluzioni possibili. La convenienza o meno delle singole soluzioni sarà discussa, come si è detto, nei successivi capitoli tramite la presentazione delle relative fattibilità correlabili ai casi di studio impiantistici individuati dalla ricerca.

Infatti i percorsi che portano a determinate scelte tecnologiche risultano piuttosto articolati e richiedono preliminarmente l'acquisizione di particolari condizioni tecnico-economiche e da verificare sulla base di analisi costi/benefici mirate.

2.4.2. Gli aspetti gestionali

In parallelo con le tecnologie NC, sono oggetto di interessanti inserimenti nelle strutture impiantistiche alcuni sistemi gestionali, anch'essi di tipo innovativo, che richiedono egualmente una indagine valutativa preliminare.

Tali applicazioni non si riferiscono solo a sistemi propriamente strumentali, più o meno informatizzati, ma anche a criteri di conduzione tra loro differenti riguardanti direttamente le fasi di processo. Il loro impiego, finalizzato di per sé a

favorire un generale miglioramento del trend operativo con l'ottimizzazione dei parametri funzionali e dei rendimenti di processo, può in ultima analisi influire sensibilmente anche sulla produzione dei fanghi.

Tali inserimenti infine, sono caratterizzati nel loro insieme da un impatto impiantistico piuttosto modesto conseguente all'impiego di semplici unità di controllo, monitoraggio e dispositivi di manovra variamente distribuiti nel ciclo di depurazione. Gli interventi di tipo gestionale possono sostanzialmente distinguersi in due categorie in rapporto alla natura e alla funzione che svolgono:

- modifiche dirette di processo sul piano fisico/chimico e biologico anche con l'impiego di prodotti biochimici ed enzimi;
- introduzione di specifici software gestionali legati a determinati criteri di controllo e monitoraggio della conduzione.

Va inoltre sottolineato come l'adozione di eventuali varianti gestionali qualunque siano le versioni operative individuate, possa risultare utile e significativa solo in tempi successivi a verifiche di funzionalità (accertamenti di corretto esercizio, alti indici di sfruttamento delle potenzialità progettuali), di qualità della manutenzione e conservazione delle opere. Eventuali carenze in tal senso potrebbero infatti vanificare le performances attese dai nuovi indirizzi gestionali riducendone i benefici economici finali.

Gli argomenti gestionali qui sommariamente richiamati saranno sviluppati nei capitoli seguenti.

Tabella 2.7 - A Minimizzazione dei fanghi
Quadro di sintesi degli interventi eseguibili all'interno delle linee liquami(*)

Comparto processi biologici a fanghi attivi:	
- metodi chimici e fisico chimici	<ul style="list-style-type: none"> ● ossidazione chimica del fango di ricircolo (NC) ● trattamento termo-chimico del fango di ricircolo (NC)
- metodi biologici	<ul style="list-style-type: none"> ● idrolisi enzimatica (NC) ● trattamento anossico/anaerobico del fango di ricircolo (NC) ● disaccoppiamento metabolico mediante stress batterico sul ricircolo dei fanghi (NC) ● MBR – reattori a membrane (NC) ● SBBR – reattori a biofiltrazione (NC) (SP)

(*) Non sono stati considerate, ai fini della ricerca in quanto tecnologie consolidate e convenzionali, alcune tipologie di interventi migliorativi inerenti il comparto dei trattamenti meccanici ed i comparti chimico - fisici

**Tabella 2.7 B - Minimizzazione dei fanghi
Interventi sulle linee liquami - Stadio applicativo delle tecnologie**

Tecnologie	Tipologia degli interventi	Stadio applicativo
● NC Ossidazione chimica fango ricircolo	S	Scala reale
● NC Trattamento termochimico fango ricircolo	S	Scala reale
● NC Idrolisi enzimatica		Scala reale
● NC Trattamento anossico / aerobico	S	Scala reale
● NC Reattori MBR	S	Scala reale
● NC Reattori SBBR	S	SP

NC: - Tecnologie non convenzionali

S: - Interventi di tipo strutturale

SP: - Studio pilota/sperimentale

**Tabella 2.7 C - Minimizzazione dei fanghi
Quadro di sintesi degli interventi eseguibili all'interno delle linee fanghi**

- metodi fisici e chimico/fisici	<ul style="list-style-type: none"> ● Ispessimento e disidratazione meccanica con condizionanti chimici ● Essiccamento termico ● Deumidificazione a freddo (NC) ● Idrolisi termica senza reattivi chimici (NC) ● Ossidazione a umido (NC) ● Ultrasonificazione (NC)
- metodi meccanici	<ul style="list-style-type: none"> ● Disgregazione meccanica (NC)
- metodi biologici	<ul style="list-style-type: none"> ● Stabilizzazione aerobica ● Digestione anaerobica

**Tabella 2.7 D - Minimizzazione dei fanghi
Interventi sulle linee fanghi Stadio applicativo delle tecnologie**

Tecnologie	Tipologia degli interventi	Stadio applicativo
● Ispessimento e disidratazione meccanica	S	C
● Essiccamento termico	S	C
● NC Deumidificazione a bassa temperatura	S	Scala reale
● NC Idrolisi termica	S	Scala reale
● NC Ossidazione a umido	S	Scala reale
● NC Ultrasonificazione*	S	Scala reale/SP
● NC Disgregazione meccanica*	S	Scala reale/SP
● Stabilizzazione aerobica	S	C
● Digestione anaerobica	S	C

* Applicazione congiunta con la digestione anaerobica

NC: Tecnologie non convenzionali

C: Tecnologie consolidate

SP: Studio pilota/sperimentale

S: Interventi di tipo strutturale

Capitolo 3

Le tecnologie innovative: lettura critica dei parametri di efficienza e delle economie di processo

3.1. Produzione del fango biologico

La riduzione delle quantità dei fanghi prodotti dagli impianti di depurazione urbani suscita un crescente interesse. Essa risponde ad una reale preoccupazione degli amministratori locali, dei gestori e dei costruttori. Preoccupazione che considera il costo che rappresenterà alla fine il loro smaltimento, o la loro eliminazione, rispetto a continue e sempre più stringenti disposizioni legislative con le difficoltà crescenti in ambito agricolo o con le accresciute esigenze, prossimamente richieste, per il loro incenerimento o la loro semplice messa a discarica.

Le tecnologie di riduzione del fango sono sempre state mirate alla minimizzazione dello stesso dei sistemi di smaltimento finali a partire dai trattamenti nella linea fanghi (riduzione della sostanza volatile) sino alla disidratazione finale.

La risposta del mercato rivolta soprattutto all'esigenza primaria della depurazione, non ha viceversa considerato sinora prioritaria anche la ricerca di soluzioni spinte verso la riduzione dei fanghi già all'origine della loro produzione.

Punti di forza di quest'ultime sono:

- migliore affidabilità della linea acque (minore sviluppo di filamentosi);
- riduzione dei fanghi presso le collettività (minori problematiche di trattamento, di trasporto e conferimento/eliminazione degli stessi, con conseguente contenimento dell'impatto ambientale);
- riduzione dimensionale delle linee fanghi e dei costi connessi (apparecchiature, energia, personale, durata ed ammortamento delle attrezzature ...).

Dette tecnologie consentono pertanto di operare senza penalizzare i costi di gestione complessivi delle unità di depurazione. In tal senso va considerato che una riduzione dei fanghi può portare anche ad un parallelo ridimensionamento dei comparti ad essi collegati come ad esempio gli impianti di deodorizzazione.

Le soluzioni progettuali adottate, nella quasi totalità degli impianti operanti in Italia e all'estero, si sono state basate fino ad oggi sul trattamento combinato dei fanghi primari e secondari che vengono miscelati o a monte della fase di stabilizzazione biologica o prima dell'ispessimento a gravità.

Frequentemente i fanghi secondari sono inviati infatti al sedimentatore primario con l'obiettivo di facilitare la coagulazione delle sostanze colloidali presenti ed aumentare il livello di separazione.

I fanghi primari e quelli secondari presentano tuttavia caratteristiche differenti. Risulta infatti che i fanghi secondari siano sensibilmente più ricchi di N (concentrazione media pari al 7-8 % sul secco nei fanghi secondari e al 2,5 % nei primari) e di P_2O_3 (concentrazione media pari al 7% sul secco nei fanghi secondari e all'1,6 % nei primari). Alcuni dati di letteratura pongono poi in risalto che i fanghi primari possono risultare più inquinanti di quelli secondari se riferiti alla presenza di metalli e microinquinanti organici (Angelidaki Ahring 1999, Khan e Onghert 2002).

I fanghi primari infine si addensano e si digeriscono più facilmente di quelli secondari, generalmente più diluiti e con una maggiore resistenza alla biodegradazione biologica per la presenza in essi di popolazioni batteriche dotate di membrana cellulare che deve essere preventivamente demolita affinché il substrato organico interno sia reso disponibile per la degradazione.

Queste considerazioni aprono a nuove strategie di gestione dei fanghi che, modificando integralmente le precedenti impostazioni, rispondano a requisiti basati sui criteri più attuali di flessibilità, economicità e sostenibilità ambientale quali quelli sopra richiamati.

Una prima risposta valida anche per impianti di depurazione di dimensioni medio - piccole, può essere data invece dal trattamento separato dei fanghi primari e secondari. Questa diversa strategia operativa presenta i seguenti vantaggi:

- i fanghi primari possono essere trattati più efficacemente da soli che non in miscela con i fanghi secondari e con vantaggi diretti per quanto riguarda il dimensionamento delle apparecchiature e le relative prestazioni, il loro trattamento finale può essere infatti impostato con criteri innovativi a cche privilegino l'efficacia del trattamento a costi minimi, considerando che iostontenuti pervenendo a volumi terminali dopo disidratazione meccanica sensibilmente ridotti attorno a 70-80 $cm^3/abxd$);
- i fanghi secondari possono viceversa essere recuperati direttamente per l'agricoltura con l'ivio ad impianti di co-compostaggio con frazioni organiche biodegradabili da raccolta differenziata per la produzione di compost di elevate caratteristiche. L'elevata concentrazione di nutrienti dei fanghi secondari, unitamente ad una minore presenza di inquinanti inoltre consentirebbe di rispondere ai requisiti più severi prospettati per il futuro della disciplina di tale settore;
- il trattamento e la destinazione finale ,se condotti separatamente per i fanghi primari e secondari , consentono infine di operare con una maggiore flessibilità sugli impianti non più condizionati da un'unica direttrice di smaltimento.

Tutto ciò, valutato opportunamente in ogni singolo contesto applicativo, può condurre sulla base di esperienze acquisite a tempi di ammortamento di sicuro interesse, al di là dei risultati economico-ambientali di per sé intrinsecamente positivi.

3.2. Quadro generale delle tecnologie in campo

Le tecnologie TRF per la riduzione dei fanghi, applicabili su un depuratore biologico di acque reflue si possono suddividere in tre gruppi:

- TRFa: preventive. Applicate sulla linea acque esse intervengono sul processo di produzione del fango;
- TRFf: terminali. Applicate sulla linea fanghi esse intervengono sul fango già prodotto dalla depurazione;
- TRFg: gestionali. Consistono in interventi di tipo gestionale (regolazione e di controllo del processo) sui sistemi esistenti a livello informatico e telematico.

La prima considerazione comune a tutte le tecnologie sinora applicate sulle linee di processo, è che la loro efficacia è dovuta ad un effetto di rottura e degradazione delle cellule componenti la biomassa attiva del fango e definita appunto LISI cellulare provocata da determinate azioni fisiche, chimiche o biochimiche esercitate sulle cellule.

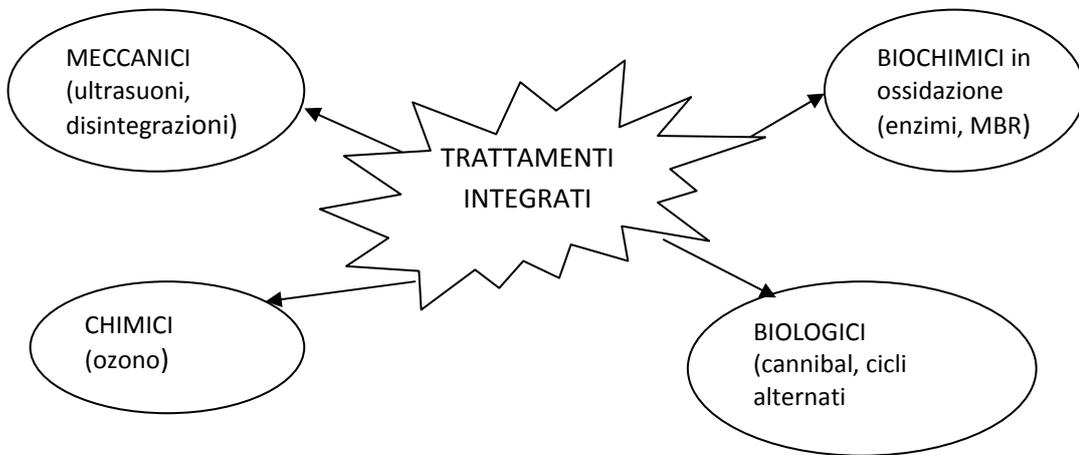
La disintegrazione non è fine a se stessa ma viene condotta in determinate fasi del processo quali ad esempio nei circuiti di ricircolo fanghi di supero o di prelievo e reintegro di fango nelle zone di ossidazione, nell'alternanza di ambienti aerobici/anaerobici/anossici ecc....

È importante osservare come l'applicazione di nuovi materiali e prodotti nel mercato ambientale possa avere contribuito negli ultimi anni alla sperimentazione di sistemi combinati fisico-biologici o di interscambio chimico-fisico tuttora in evoluzione.

Alcune di queste tecnologie presentano attualmente diffusi livelli di applicazione in scala reale ed hanno raggiunto standard operativi consolidati in altrettanti campi di intervento oramai ottimizzati.

Ogni sistema dispone di precisi parametri dimensionali e di caratteristiche funzionali che possono consigliarne o meno il loro inserimento, caso per caso, nei diversi schemi di processo degli impianti in studio.

3.2.1. Tecnologie terminali di processo TRFa



Le tecnologie più importanti applicate e sperimentate a livello industriale sulla linea acque si possono così riepilogare:

TECNOLOGIE BIOLOGICHE

- Biolisi Enzimatica
- Cannibal
- Lisi Enzimatica Su Reattori MBR

BREVETTI E SISTEMI

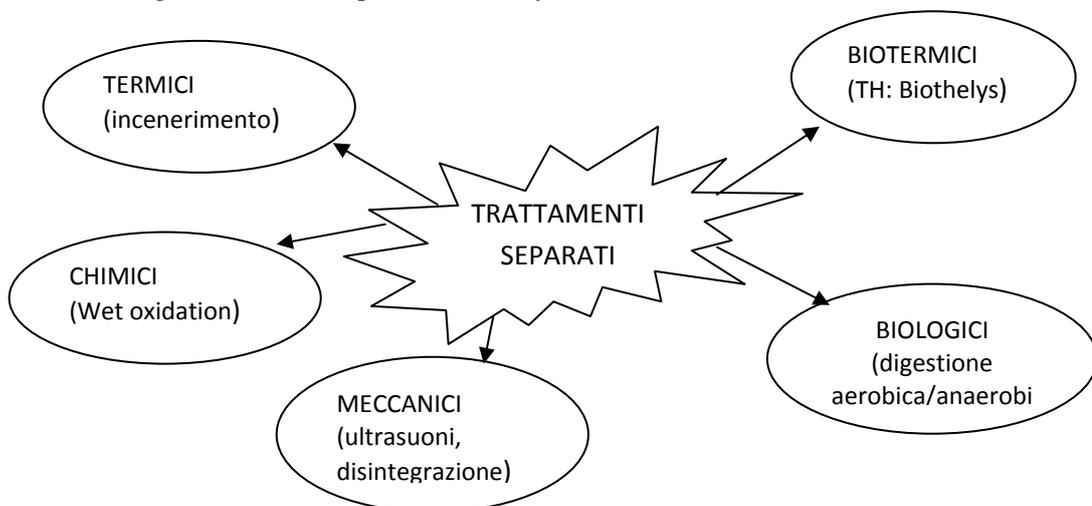
Biolisys E Ondeo
K Siemens , Ing. Ambiente
Koche, Siemens, Kubota, G.E.

TECNOLOGIE CHIMICO-FISICHE

- Ozonolisi
- Biolisi O
- Disintegrazione Ad Ultrasuoni
- Disintegrazione Meccanica

Air-Liquide, Rivoira
Ondeo
Ladurner
Lysate, Baker

3.2.2. Tecnologie terminali di processo TRFf



Le tecnologie applicate sulla linea fanghi e su fanghi già prodotti risultano le seguenti:

TECNOLOGIE

- Termolisi (Idrolisi Termica)
- Digestione Enzimatica
- Ossidazione ad umido

- Disintegrazione Ad Ultrasuoni
- Disintegrazione Meccanica

BREVETTI E SISTEMI

Biotelis, Cambi
Digelis-Turbo
Zimpro, Athos, Vitech-Granit
Dual Top
Ladurner
Lysate, Baker

3.2.3. Tecnologie gestionali di processo TRFg

TECNOLOGIE

- Enzimi
- Cicli Alternati CA

BREVETTI E SISTEMI

Eurovix
Ingegneria Ambiente

3.3. Analisi e descrizione delle singole tecnologie

3.3.1. Biolysis - E

Descrizione del sistema - Installato nel contesto del bacino biologico, questo processo poco ingombrante, agisce sulla popolazione batterica limitandone la crescita, aumentando nello stesso tempo i fenomeni di lisi. Biolysis E agisce per mezzo di stress enzimatico. L'azione enzimatica si esplica più intensamente nei riguardi di alcune popolazioni batteriche a struttura maggiormente ramificata (filamentosi). Questo genera una conseguente riduzione di fenomeni di bulking ed un miglioramento della qualità dei fanghi residui. La selezione di colonie batteriche a struttura più compatta (fiocco), migliora lo SVI (Sludge volume index) e la disidrabilità dei fanghi residui prodotti. Il processo biolysis è una soluzione perenne, di semplice gestione e riduce considerevolmente le quantità di fango in eccesso.

Questo processo necessita di un ispessimento dei fanghi estratti dal bacino biologico prima di essere introdotti in un reattore termofilo. Gli enzimi sono prodotti da specifici batteri naturali, presenti nei reflui che si attivano solo in definite condizioni termofile. Concretamente questi batteri attingono l'energia della quale hanno bisogno per sopravvivere e riprodursi dalle materie organiche contenute nelle acque residue. Ossidandole, mediante l'utilizzo di ricettori di elettroni, (quali ossigeno, nitriti e nitrati) in anidride carbonica ed in acqua, essi assicurano la depurazione (Fig. 3.2). È nel decantatore che i batteri (ove prendono

il nome di fanghi) sono separati dall'acqua per essere reintrodotti nel bacino biologico dove ricominciano il loro ciclo. I fanghi in eccesso sono poi estratti per essere trattati.

Figura 3.2 - Ciclo di produzione della Biomassa

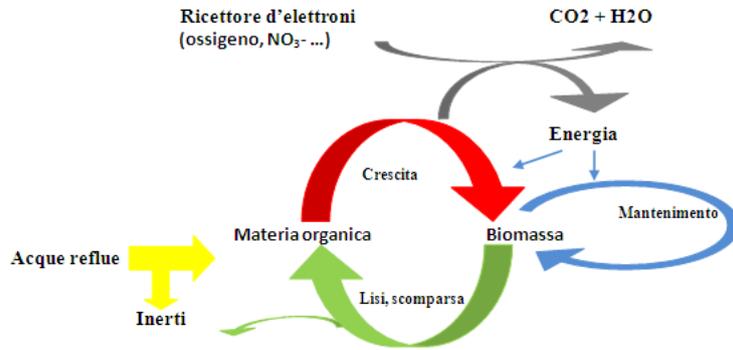
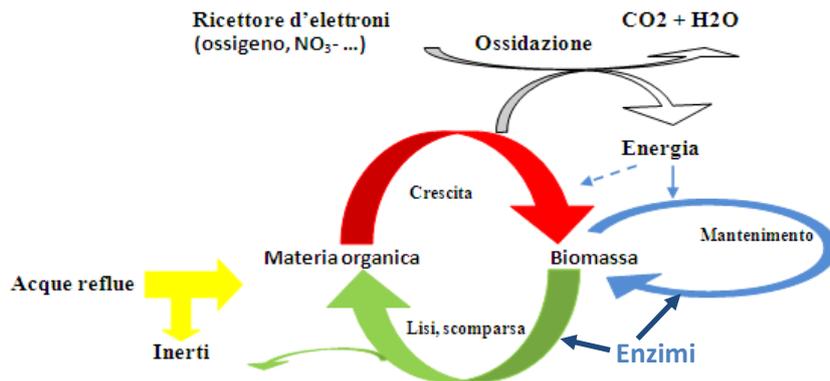


Figura 3.3 - L'azione di Biolysis sul ciclo di produzione della biomassa



È questo eccesso di fanghi che biolysis mira a ridurre. Penetrando con gli enzimi la membrana cellulare dei batteri si produce un danneggiamento e una scomparsa (lisi) degli stessi. Quelli danneggiati hanno bisogno di energia per ricostituire le proprie strutture funzionali. Tale energia è attinta dall'ossidazione delle materie organiche; diminuendo quella disponibile per la duplicazione. La materia derivante dalla lisi batterica rientra nel ciclo (produzione di energia) in quanto completamente biodegradabile.

L'azione enzimatica, come si è detto, si esplica più intensamente nei riguardi di alcune popolazioni batteriche a struttura maggiormente ramificata, riducendo i fenomeni di bulking. Questo processo consiste nell'attivare e "coltivare", nelle condizioni specifiche di temperatura e di ossigenazione, un battere presente normalmente sotto forma di sporula nelle acque residue urbane. In ambiente termofilo (50° - 80°C) tale popolazione batterica diviene attiva e produce un cocktail di enzimi che aggrediscono la sostanza organica, dunque anche le

popolazioni batteriche mesofile, generano un'azione di stress che favorisce due fenomeni:

- aumento della lisi cellulare e decesso dei batteri mesofili;
- aumento dei fabbisogni energetici dei batteri mesofili per il loro mantenimento e la loro ricostituzione.

Nota: con popolazioni batteriche mesofile si intendono tutte quelle che normalmente si sviluppano in un processo a fanghi attivi a temperatura ambiente.

Questo si traduce, dunque, in una crescita molto ridotta della popolazione batterica e quindi ad una produzione di fanghi in eccesso, estratti dal sistema, sensibilmente inferiore. Il meccanismo è direttamente regolabile in funzione della massa dei fanghi che subisce lo stress. Si può, secondo le esigenze, ridurre considerevolmente la massa di fanghi generati da un'installazione convenzionale a fanghi attivi.

Il processo Biolysis E si inserisce nel circuito depurativo, più precisamente sul bacino di aerazione.

Figura 3.4 - Schema di principio del processo Biolysis

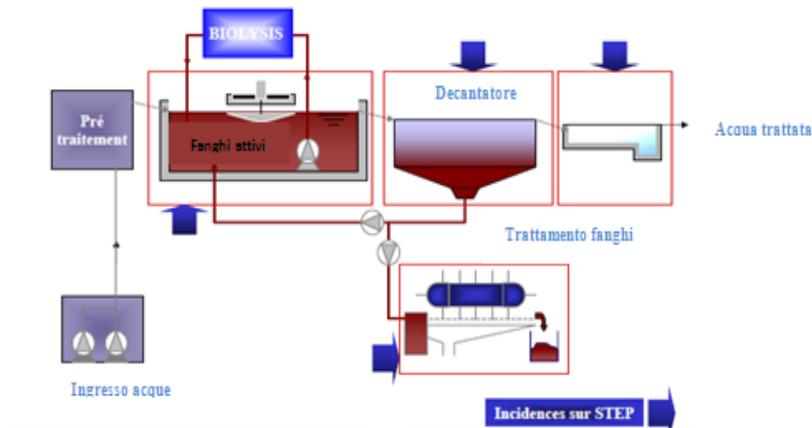
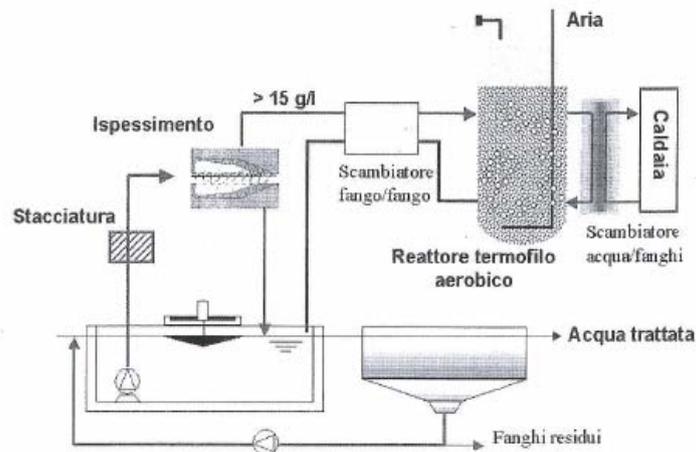


Figura 3.5 - Schema di principio Biolysis E



Il fango attivo prelevato dal bacino di areazione è stacciato, ispessito e portato alla temperatura di processo mediante uno scambiatore fango/fango e relativo circuito di riscaldamento (Fig. 3.5).

La quantità di energia termica introdotta mediante il suddetto circuito di riscaldamento compensa le perdite di calore per irraggiamento e fornisce quelle di riscaldamento dei nuovi fanghi, già preriscaldati grazie al recupero di calore (scambiatore fango/fango). Il reattore aerobico termofilo è omogeneizzato e miscelato in modo vigoroso attraverso un sistema di areazione.

Il fango effluente dal reattore termofilo ritorna nel bacino di areazione dell'impianto dove si hanno le reazioni biologiche mesofile già descritte.

Relativamente alla gestione, i consumi nell'ambito della riduzione di fanghi con il sistema biolysis E sono sostanzialmente riassumibili nei seguenti costi:

- costi di energia elettrica;
- costi dei reattivi;
- costi del gas.

Essi sono espressi in termini di costo per tonnellata di fango non prodotto e variano secondo le specifiche condizioni locali.

A fronte dei suddetti costi questa tecnologia conseguentemente alla riduzione dei fanghi con essa ottenibile si ottiene un risparmio relativo a:

- minori costi di gestione della linea fanghi prevista per lo specifico impianto;
- minori costi di smaltimento dei fanghi residui prodotti dall'impianto;
- minor utilizzo e conseguente maggiore durata delle opere relative alla linea fanghi (nel caso di impianti esistenti).

Performances - Il processo Biolysis E può consentire abbattimenti della produzione di fango variabili tra il 15% ed il 25% in funzione delle condizioni locali (parametri funzionali del biologico) e delle temperature.

Referenze reali – IMPIANTO DI VERBERIE 3.000 AE

- MITSUBISHI CO, KUROSAKI, JAPON:
 - 2 reattori da 750 m³
 - 5 t MS/j;
 - 100 % di riduzione.

- ABATTOIR, HOKKAIDO, JAPON
 - Reattore da 100 m³
 - 0,5 t MS/j;
 - 80 % di riduzione.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.2. Cannibal - riduzione mediante stress metabolico e microaerazione in vasca separata

Descrizione del sistema - Il processo Cannibal® è stato messo a punto dalla società americana US Filter e secondo la società consentirebbe di realizzare una drastica riduzione della produzione di fanghi secondari. La tecnologia si adatterebbe sia per la realizzazione di nuovi impianti sia all'adeguamento /potenziamento di impianti esistenti. Il processo Cannibal® è coperto da brevetto internazionale.

Si tratta di una tecnologia basata sulla ritenzione di una parte di fango di ricircolo in una vasca mantenuta a basso potenziale redox (300-400 mV) mediante microaerazione.

Lo schema generale del processo noto sotto il nome Cannibal prevede:

- l'estrazione di una quota parte dei fanghi di ricircolo della sedimentazione secondaria (circa il 50%);
- l'invio ad un vaglio separatore di 250 nm per la separazione del materiale inerte;
- il fango vagliato è convogliato ad una vasca di raccolta successivamente inviato al reattore detto di interscambio dove vengono mantenute condizioni microaerobiche mediante areazione intermittente con ossigeno disciolto intorno a zero e basso potenziale redox;
- il fango così trattato è inviato in testa al processo a fanghi attivi.

Tale processo consente il controllo della crescita della biomassa, l'accelerazione del decadimento dei batteri aerobici e l'eliminazione di inerti non biodegradabili. Il cuore della tecnologia è un reattore biologico "di interscambio" realizzato a lato della vasca di ossidazione ove viene inviata una parte del fango di ricircolo proveniente dalla sedimentazione finale. Lo schema generale del processo (Fig. 3.6 e Fig. 3.7), prevede:

- l'invio di una quota parte dei fanghi di ricircolo provenienti dalla sedimentazione secondaria ad un'unità di separazione solidi al fine di effettuare l'estrazione meccanica delle parti inerti e non biodegradabili contenute nel mixed liquor e di produrre un residuo con un contenuto di sostanza secca del 20 – 30 % che senza aggiunta di additivi chimici e già adatto allo smaltimento finale; l'unità di separazione solidi è costituita da una griglia a tamburo ultrafine (250-500 µm) e da una batteria di idrocycloni;

- l'invio in testa al comparto a fanghi attivi dell'aliquota maggiore del fango vagliato;
- l'invio dell'altra aliquota del flusso uscente dalla unità di separazione solidi al reattore di interscambio dove vengono mantenute condizioni microaerobiche mediante aerazione intermittente con ossigeno disciolto intorno a zero e basso potenziale redox e con tempi di ritenzione compresi tra 7-12 giorni;
- l'invio in testa al processo a fanghi attivi del fango condizionato dal reattore di interscambio.

All'interno di questa vasca la popolazione batterica è trasformata da aerobico dominante a facoltativa dominante, infatti il contenuto d'ossigeno all'interno della vasca è mantenuto prossimo allo zero, così da portare il potenziale di ossidoriduzione a valori tali da indurre la distruzione dei batteri aerobici ed il mutamento della popolazione batterica in facoltativa. I batteri facoltativi divenuti dominanti nella vasca d'interscambio, sono quindi ricircolati alla vasca d'ossidazione e qui risultano in competizione con i batteri aerobici e sfavoriti rispetto a questi.

Grazie al continuo ricircolo tra le due vasche si crea un regime d'equilibrio tra distruzione e sviluppo batterico e ciò porta alla riduzione del fango biologico prodotto nel processo a fanghi attivi.

Il meccanismo biologico si basa sullo stress metabolico cui vengono sottoposti i batteri eterotrofi con la lunga permanenza in condizioni di basso carico e carenza d'ossigeno e sulle reazioni di idrolisi che si sviluppano grazie all'azione enzimatica della popolazione facoltativa.

Il grigliato fine e gli inerti sono rimossi dal processo grazie ad un'unità di separazione dei solidi, inserita sulla linea di ricircolo del fango, a monte del reattore biologico d'interscambio, in uscita dalla sedimentazione secondaria.

L'applicazione della tecnologia Cannibal nei tradizionali impianti a fanghi attivi può ridurre sensibilmente l'onere dello smaltimento dei fanghi secondari. Il funzionamento del processo è stato collaudato in numerosi impianti americani di differenti potenzialità; alcuni di questi impianti hanno operato per oltre tre anni senza necessità di operare alcuna estrazione di fango secondario da inviare ai successivi trattamenti ed allo smaltimento finale.

Figura 3.6 - Vista assonometrica di un impianto dotato di processo Cannibal



La sezione di separazione dei solidi ha la funzione di evitare l'accumulo del grigliato fine e di solidi inerti all'interno dell'impianto. Essa è installata sulla linea di ricircolo dei fanghi e consente di produrre un residuo con un contenuto di sostanza secca del 40 - 50 %. Le principali apparecchiature costituenti la sezione separazione solidi sono la griglia a tamburo, con sistema di lavaggio integrato, gli idro-cycloni, il classificatore di inerti e il compattatore del grigliato.

Dopo la separazione dei solidi una parte del fango di ricircolo è inviata alla vasca di interscambio.

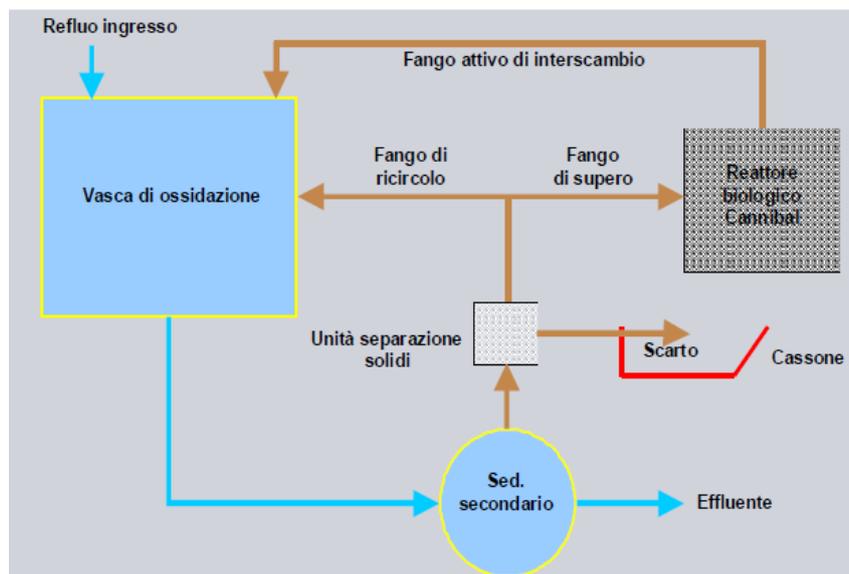
All'interno di questa vasca la popolazione batterica è trasformata da aerobica a facoltativa mediante la riduzione della concentrazione di ossigeno in vasca, mantenuta ad un valore intorno allo zero.

In un ambiente quasi anossico i batteri facoltativi distruggono selettivamente e metabolizzano ciò che rimane dei batteri aerobici e dei loro sotto prodotti. Gli stessi batteri facoltativi sono successivamente distrutti all'interno della vasca di ossidazione.

L'alternanza di un ambiente aerobico ricco di ossigeno (vasca di ossidazione e di un ambiente in carenza di ossigeno (vasca Cannibal) porta alla distruzione del fango biologico prodotto nel processo a fanghi attivi.

Anche se in teoria si potrebbe ottenere la distruzione totale del fango prodotto, portando a zero il quantitativo dei fanghi da inviare allo smaltimento in pratica il processo deve prevedere l'estrazione "una tantum" del fango dai reattori biologici per evitare l'accumulo delle particelle fini di materiale inerte che l'unità di separazione solidi non riesce a rimuovere; la riduzione annua di fango sarebbe secondo la società che ha brevettato il processo comunque superiore al 50 % anche nelle applicazioni più sfavorevoli.

Figura 3.7 - schema di processo



Un sistema di controllo SmartCannibal™ garantisce il corretto funzionamento del processo al variare delle condizioni di carico e può essere gestito a distanza (Teleservice) essendo provvisto di un PLC con un PC a interfaccia grafica. Il software implementato è il risultato di una consolidata esperienza sulla conduzione degli impianti a fanghi attivi.

Il sistema SmartCannibal™ è realizzato tramite:

- misuratore di potenziale di ossidoriduzione e pH installati nella vasca Cannibal® consentendo al sistema di ottimizzare le operazioni di aerazione e miscelazione per agevolare la distruzione del fango;
- misuratori di solidi sospesi e portata che monitorano la concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor e regolano i flussi di massa del processo;
- misuratori di livello e temporizzatori installati nell'unità di separazione solidi e nel reattore interscambio.

Performances - Il processo Cannibal® consente una riduzione di fango biologico tra il 30 - 60%.

Il sistema Cannibal® si ottimizza quando viene integrato con l'intero processo depurativo e in particolare con i parametri di controllo all'interno del sistema a fanghi attivi.

Referenze reali - L'applicazione europea a scala reale di questa tecnologia si trova nella provincia di Trento a Levico funzionante da 2008.

Il processo Cannibal®, immesso sul mercato dalla SIEMENS Water Technologies nel 2003, è attualmente previsto in impianti che trattano portate variabili tra 4000 e 130.000 metri cubi al giorno.

Ad oggi sono stati progettati 42 impianti che hanno adottato il sistema Cannibal® e di questi 34 sono già stati avviati o sono in corso di avviamento.

“ Sono diversi gli articoli scientifici pubblicati sul Sistema in esame, di cui si ricordano i principali (*Johnson et al., 2008; Goel e Noguera, 2006; Easwaran et al., 2009; Novak et al., 2007; Smith et al., 2007; Adams, 2008; Datta et al., 2009*)

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.3. Lisi enzimatica su reattori MBR: reattori biologici a membrana. Sistema SBBR Bioseq

3.3.4. Lisi enzimatica su reattori MBR

Descrizione del sistema - L'entrata in vigore del d.Lgs. 152/06 ha comportato per il trattamento delle acque reflue l'introduzione di limiti normativi più restrittivi per quanto riguarda la rimozione dei nutrienti dalle acque reflue. Questo ha comportato l'esigenza di adeguamento per la maggior parte degli impianti biologici esistenti (spesso caratterizzati unicamente dal comparto di ossidazione biologica). Tuttavia questa necessità di adeguamento tende a scontrarsi con la sempre minor disponibilità di superfici per ospitare le vasche in cui realizzare i processi biologici a fanghi attivi.

I reattori biologici a membrana MBR derivano dall'accoppiamento dei tradizionali processi a biomassa sospesa con i processi di filtrazione su membrane permeabili. Le membrane a fibra cava si comportano come una barriera (filtro) meccanica trattenendo solidi e microrganismi. Il mixed liquor entra nei reattori a membrana in modo uniforme alla base della cella e viene miscelato all'aria addizionata alla base di ogni modulo. La portata passa attraverso la parete delle membrane, mediante l'applicazione di una leggera depressione, mentre i solidi sono trattenuti nella vasca del reattore a membrana. Da qui vengono allontanati e riciclati nel sistema di trattamento biologico. Periodicamente vengono effettuati lavaggi di manutenzione delle fibre, con reagenti chimici, con la finalità di rimuovere qualsiasi intasamento e verificare l'efficienza del sistema di filtrazione.

Le modalità operative sono state studiate in modo tale da evitare presenza di operatori anche in attività particolari quali il lavaggio chimico. Tutte le operazioni di pulizia delle membrane si eseguono senza rimozione delle stesse dalle celle. Le membrane di ultrafiltrazione a fibra cava filtrano il mixed liquor proveniente dal trattamento biologico con il risultato di una qualità dell'acqua (permeato) molto elevata. L'acqua filtrata viene inviata alle fasi successive o direttamente allo scarico.

I maggiori vantaggi legati a questa tecnologia sono:

- eliminazione delle unità di sedimentazione secondaria a valle del comparto biologico (e problemi gestionali ad essa legati);
- notevole riduzione dell'ingombro planimetrico del reattore biologico grazie ad elevate concentrazioni di fango utilizzate;
- diminuzione della produzione dei fanghi di supero associata ai maggiori valori di età del fango;
- notevole incremento e stabilità della qualità dell'acqua trattata (eliminazione di azoto e fosforo);
- possibilità di gestire il processo biologico in maniera indipendente dalle fluttuazioni di carico idraulico in ingresso;
- possibilità di filtrazione a gravità.

Dal confronto tra l'impianto tradizionale a fanghi attivi e l'impianto con reattore a membrana si evince quanto di seguito riportato:

- la superficie impiegata nel caso di un impianto con reattore MBR è decisamente inferiore rispetto a quella occupata da un impianto a tecnologia tradizionale. Infatti la tecnologia MBR oltre a ridurre notevolmente le dimensioni del reattore biologico (grazie a più elevate concentrazioni di fango attivo) non richiede fasi di sedimentazione secondaria nè filtrazione finale (Fig. 3.8). È unicamente richiesta una stazione di pre-trattamento del refluo in ingresso al reattore MBR composta da grigliatura fine, disabbatura e disoleatura (comunque presenti anche in un impianto a F.A. convenzionale). Tale sistema può essere utilizzato se si ha la necessità di ampliare impianti esistenti per aumenti di carico organico o portata da trattare, o di modificare gli impianti esistenti per intervenute maggiori restrizioni normative sui limiti allo scarico;
- è possibile sfruttare l'aria utilizzata per la pulizia esterna delle membrane anche per trasferire parte dell'ossigeno necessario alle reazioni biologiche (come credito di ossigeno presente nella miscela aerata ricircolata nel reattore biologico). Questo si traduce in un risparmio energetico sui costi di gestione dell'impianto anche se trattandosi di un sistema separato, la maggior parte dell'aerazione necessaria al processo biologico è comunque fornita per mezzo dei relativi dispositivi di aerazione localizzati nelle vasche del comparto biologico. L'acqua trattata con impianto MBR non contiene solidi sospesi ed ha un numero ridotto di batteri e virus (rispetto ai trattamenti tradizionali); pertanto è adatta per essere riutilizzata per impianti di irrigazione o circuiti di lavaggio industriali senza dover subire ulteriori trattamenti terziari di affinamento;
- l'utilizzo della filtrazione a membrane permette al comparto biologico di poter lavorare a più alte concentrazioni di solidi sospesi rispetto ad un sistema a fanghi attivi convenzionale. Tipicamente un comparto aerobico di un MBR opera a 10,000 mg/L contro 4.000 mg/L degli impianti tradizionali mentre le membrane lavorano tra 10,000 e 12,000mg/L di solidi sospesi.

l'indice di "età del fango" è il parametro che rappresenta la minore o maggiore produzione dello stesso. pertanto nei sistemi biologici in grado di ottenere sempre maggiori concentrazioni di fango attivo, come quelli a membrana, la capacità del fattore endogeno porta allo sfruttamento dei contenuti organici al limite dell'invecchiamento e/o della lisi cellulare del fango;

- per quanto riguarda le membrane piane, il modulo a membrana piana utilizza la tecnologia di microfiltrazione detta cross flow. insufflando aria sul fondo del modulo si crea un flusso ascensionale di fango che va ad esercitare un'azione tangenziale di pulizia sulla superficie della membrana. questa tecnica permette quindi di ridurre notevolmente fenomeni di sporco esterno della cartuccia derivanti ad esempio da macromolecole che non passano attraverso i pori della membrana ma restano attaccati ad essa per effetto della filtrazione;
- l'estrazione del permeato a seconda dei casi potrà avvenire o per mezzo di una pompa installata sopra o sotto battente (normalmente vengono utilizzate pompe centrifughe autoadescanti) è possibile estrarre il permeato attraverso i moduli. grazie alla struttura della cartuccia, le pressioni differenziali di aspirazione sono decisamente contenute arrivando al massimo a - 0,30 bar;
- questa tecnica permette elevate flessibilità di esercizio; infatti variazioni di portata in ingresso all'impianto possono essere gestite controllando la velocità delle pompe di estrazione del permeato (inverter);
- grazie alle contenute pressioni differenziali di estrazione ed all'assenza di contro lavaggi con acqua pulita è possibile estrarre il permeato attraverso i moduli a gravità. questa tecnica permette elevati risparmi sui costi di installazione e di gestione energetica (piping, quadro elettrico ecc.) e il raggiungimento di maggiore età dei fanghi nel reattore biologico;
- la presenza del fango attivo nel sistema è direttamente proporzionale alla riduzione netta nella produzione dello stesso. l'indice di "età del fango" è il parametro che rappresenta la minore o maggiore produzione dello stesso. pertanto nei sistemi biologici in grado di ottenere sempre maggiori concentrazioni di fango attivo, come quelli a membrana, la capacità del fattore endogeno porta allo sfruttamento dei contenuti organici al limite dell'invecchiamento e/o della lisi cellulare del fango;
- effetto dosaggio enzimatico su f.a. ad alta concentrazione (≥ 10 kg mvlss/m³);
- oltre ai già sperimentati test sulla filtrabilità delle membrane coadiuvata dagli enzimi (prove di dosaggio effettuate in alcuni impianti in trentino per conto pat negli anni 2007-2008) si sono da tempo eseguite prove di reazione enzimatica su mix liquor in vasca fanghi attivi concentrati linea mbr.

Con concentrazioni superiori ai 10 kg/m³ si sono ottenute buone performance di abbattimento o riduzione del quantitativo di fango dell'ordine di qualche punto percentuale (5÷6 %). Questo effetto in sinergia all'evidente riduzione di fango rispetto ai sistemi tradizionali dovuta all'aumento dell'età del fango genera un

effetto “complessivo” in termini di riduzione che è direttamente proporzionale alla concentrazione di f.a. ottenuta in vasca al sistema MBR.

Figura 3.8 - Confronto Processo a Fanghi Attivi e Processo a Membrane MBR

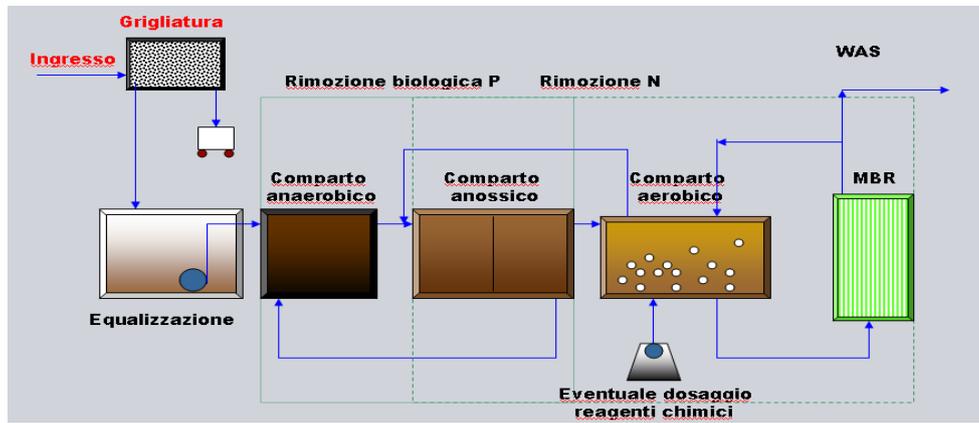
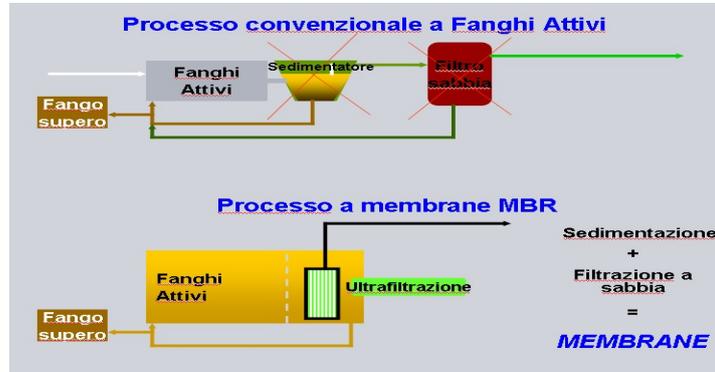
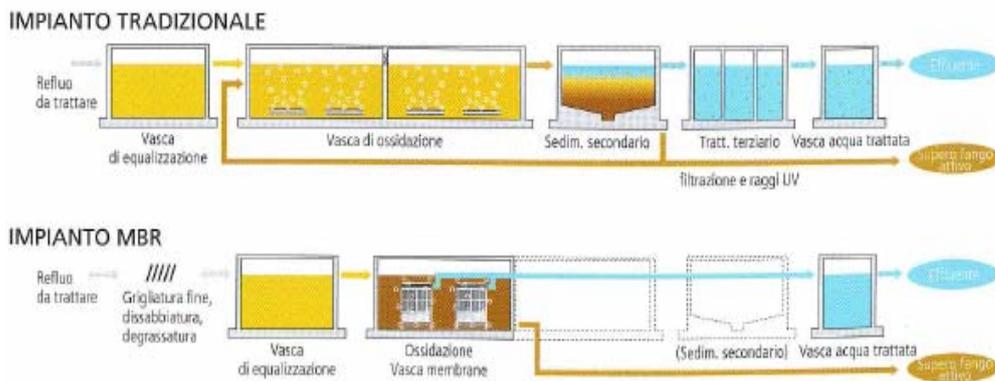


Figura 3.9 - Confronto Impianto tradizionale a Fanghi Attivi e Impianto a Membrane MBR



Performances - Con concentrazioni intorno ai 10 kg/m³ di Solidi Sospesi presenti nel Mixed Liquor (MLSS) si sono ottenute buone performance di abbattimento o riduzione del quantitativo di fango dell'ordine di qualche punto percentuale (3÷6 %). Il sistema a membrane MBR consente di garantire all'uscita delle membrane

stesse valori di Solidi Sospesi e di Torbidità molto bassi (SST<2-3 mg/l; Torbidità <2 NTU), in linea con i limiti normativi vigenti. I sistemi MBR consentono inoltre un maggior abbattimento del fosforo in relazione all'aumentata precipitazione simultanea nel comparto biologico e non richiedono trattamenti terziari aggiuntivi, come avviene per i sistemi tradizionali, per ottenere analoghe percentuali di abbattimento. Le basse concentrazioni di Solidi Sospesi in uscita dal sistema a membrane comportano infine bassi valori di concentrazione di COD e BOD5.

Il dimensionamento dei pre-trattamenti e del comparto biologico sono aspetti cruciali nello studio dell'intero impianto ed è pertanto auspicabile poter coniugare questa fase con la valutazione dell'impianto a membrane al fine di verificarne preliminarmente la compatibilità e quindi di ottimizzare le prestazioni dell'impianto complessivo.

Referenze reali - Attualmente si contano più di 100 installazioni mondiali, per un totale di capacità MBR: pari a 600.000 m³/d. La più grande installazione è il Villaggio Olimpico Beijing (Cina) ove sono installati 5000 moduli.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i detentori delle tecnologie.

3.3.5 Sistema SBBR Bioseq

Descrizione del sistema - Caratteristiche analoghe ai sistemi MBR presentano i sistemi SBBR o cosiddetti "a biomassa adesa" che rappresentano un'evoluzione della biofiltrazione. Essi consentono di ottenere notevoli risultati rispetto al contenimento spazi/volumi.

Tra questi sistemi si distingue Bioseq che offre la possibilità di una riduzione nella produzione di fango. Si tratta per ora di un sistema applicato in un impianto pilota finanziato espressamente dalla Regione Lombardia pertanto in questa sede ci si limita solo ad un sintetico accenno.

Nell'impianto pilota di Cremona il processo è caratterizzato da:

- elevate concentrazioni di biomassa con conseguente alta capacità depurativa;
- elevati tempi di permanenza della biomassa con conseguente bassa produzione di fango.

Il sistema Bioseq in realtà rappresenta una evoluzione dei sistemi sequenziali a biomassa adesa, i cosiddetti SBBR (sequence Batch Biofilter Reactor) ma, a differenza di questi, l'aria non viene inviata direttamente nel biofiltro contenente il materiale di riempimento (Reattore), ma in una unità separata all'uopo deputata (Areatore).

L'aria dall'Areatore è inviata al Reattore utilizzando come veicolo l'acqua di scarico che si sta depurando e che ricircola essa stessa in continuo tra queste due unità. Nel Bioseq, contrariamente alla maggioranza dei sistemi SBBR, l'acqua attraversa il mezzo di supporto contenuto nel Reattore con flusso ascensionale in equicorrente con l'aria.

Tale variante tecnologica comporta i seguenti benefici:

- biomassa uniformemente distribuita lungo la direzione assiale del Reattore con facilità di colonizzazione di tutta l'altezza dello stesso, e non solo degli strati più bassi;
- elevate concentrazioni di biomassa all'interno del Reattore come conseguenza del punto precedente;
- condizioni di aereazione all'interno del Reattore tali da favorire l'instaurarsi condizioni di potenziale ossido-riduzione variabili, all'interno del ciclo, da completamente ossiche ad anossiche; questo rende possibile la rimozione dell'azoto mediante nitrificazione e denitrificazione simultanea;
- notevole diminuzione della frequenza dei lavaggi in quanto la biomassa occupando tutta l'altezza del letto del Reattore non tende ad intasare la parte basso dello stesso;
- semplificazione delle modalità di esecuzione dei lavaggi che possono essere fatti con sola aria in pressione evitando quindi i voluminosi serbatoi di stoccaggio dell'effluente depurato tradizionalmente usato come acqua di contro lavaggio.

È così possibile far funzionare il Reattore a tempi di residenza della biomassa molto elevati e quindi in condizioni in cui il metabolismo endogeno risulta particolarmente marcato con il risultato pratico di una produzione fango di risulta molto contenuta.

Performances - Nella presente relazione presentiamo i dati sperimentali relativi all'applicazione del sistema Bioseq al trattamento di un refluo civile soggetto solo a pretrattamento di grigliatura fine e dissabbiatura.

Il refluo trattato presenta composizione media caratterizzata da valori di COD di circa 230 mg/l, SST circa 120 mg/l e livelli di concentrazione per il N-tot non particolarmente elevati, ma con ampie variazioni sia qualitative che quantitative.

L'impianto attualmente in esercizio con un carico volumetrico medio-alto, pari a circa 1,0 kgCOD/m³ d, ha presentato nella prima fase di sperimentazione rendimenti medi di rimozione COD, SST e Ntot, rispettivamente pari al 89%, 96% e 80%. È stato inoltre possibile osservare una considerevole riduzione della produzione di fanghi rispetto ai trattamenti convenzionali a fanghi attivi:

- l'attività sperimentale è attualmente in corso e prevede di valutare l'efficienza del processo mediante la progressiva applicazione a carichi volumetrici crescenti e con interventi di ulteriore rifornimento d'aria o ossigeno direttamente sulla linea del ricircolo al fine di migliorare l'efficienza di nitrificazione;

il programma sperimentale prevede inoltre l'esecuzione di prove sui fanghi atte a valutarne le caratteristiche di sedimentabilità e stabilità biologica. I primi risultati ottenuti indicano un fango con ottime caratteristiche.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.6. Ozonolisi

Descrizione del sistema - Sono diversi i sistemi brevettati e applicati in Europa ed in Italia contando un buon numero di referenze sia di depuratori civili che industriali di qualsiasi tipo.

Il processo di ozonolisi fa parte dei processi di tipo chimico, indicati al punto 2.4. ed è basata sull'impiego dell'ozono su una frazione dei fanghi di ricircolo all'interno delle sezioni biologiche di un impianto a fanghi attivi ed ha lo scopo principale di ridurre la produzione dei fanghi di supero in uscita dall'impianto stesso.

I criteri ed i metodi operativi con cui l'ozono viene portato a contatto con il flusso di ricircolo (parziale) dei fanghi possono essere diversi ma l'effetto biochimico di lisi cellulare risultante dall'ozonizzazione viene ugualmente prodotto nelle varie soluzioni impiantistiche sino ad oggi proposte su scala reale.

Tale effetto si concretizza in una notevole riduzione dei fanghi di supero rispetto al processo biologico tradizionale, la cui quantificazione tuttavia, caso per caso, da un insieme complesso di fattori e di parametri gestionali quali, ad esempio, la strutturazione dell'impianto base, il dosaggio se continuo o discontinuo, i livelli di ottimizzazione attesi, ecc.

Le tecniche di ozonizzazione adottate portano quindi risultanze finali tecnico-gestionali piuttosto diversificate.

Oramai superate le fasi delle sperimentazioni avviate su scala pilota e di laboratorio agli inizi degli anni '90, l'impiego dell'ozono sembra oggi presentare notevoli potenzialità applicative con un ampio range di ottimizzazione dei parametri gestionali.

Il processo consiste nell'attivare un contatto tra l'ozono e una frazione dei fanghi di ricircolo, fase che si svolge in un reattore esterno ai bacini biologici. Le membrane cellulari vengono attraversate dal gas con un effetto di degradazione e disintegrazione (lisi) che porta alla solubilizzazione dei costituenti cellulari e al loro rilascio nell'ambiente acquoso esterno sia in forma mineralizzata che di composti organici biodegradabili.

Questi ultimi vengono ossidati successivamente nel reattore a fanghi attivi quale substrato (autoctono) aggiuntivo a quello del liquame influente.

Ne consegue una parallela riduzione della biomassa attiva e della corrispondente frazione di fanghi di supero.

L'impianto ha una semplicità impiantistica e gestionale ed è composto da un serbatoio di stoccaggio dell'ossigeno in fase liquida con relativo gassificatore, da un generatore di ozono, da un sistema di iniezione e diffusione dell'ozono nel fango da trattare e da una vasca di contatto opportunamente dimensionata.

Il processo, in sostanza, si compone di due fasi in successione: lisi, provocata dall'ozono, e biodegradazione successiva nelle vasche di trattamento biologico.

Il contatto deve avere una determinata durata, e può avvenire in torri realizzate ad hoc, o in vasche già presenti nell'impianto, il tutto a pressione atmosferica.

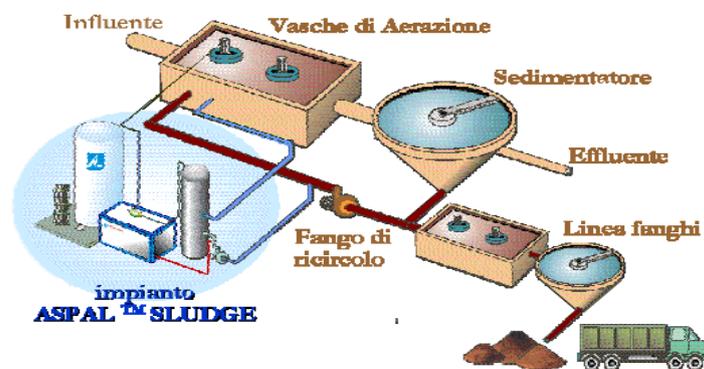
La portata di fango così trattata può essere ricondotta al punto di prelievo o reimpressa nel circuito del fango biologico (anche direttamente nelle vasche di ossidazione).

Il processo di ozonolisi è stato estesamente interpretato anche a livello energetico e di metabolismo batterico.

Il danneggiamento strutturale o stress subito dai batteri richiede per il mantenimento degli stessi e la ricostituzione delle cellule, un apporto di energia che viene fornito dall'ossidazione dei composti organici presenti (reazioni cataboliche).

L'aliquota di energia disponibile per la sintesi batterica e la fase di accrescimento della biomassa (reazioni anaboliche) viene così ad essere notevolmente ridotta condizionando ed inibendo quindi lo sviluppo della stessa.

Figura 3.10 - Ozonolisi



La tecnologia si basa sul principio di disturbo dell'equilibrio fra anabolismo (sintesi cellulare) e catabolismo (produzione di energia), con disturbo dell'anabolismo in favore del catabolismo e comprende la parte impiantistica, la fornitura di gas, le specifiche di processo e le varie apparecchiature di analisi e misura.

L'azione dell'ozono stressa i batteri più deboli e nocivi che vengono metabolizzati efficacemente dalle popolazioni batteriche più resistenti.

L'ozono entra in contatto con la superficie esterna della membrana batterica e penetra nella cellula; l'azione dell'ozono inizia la lisi della cellula, accelerandone la lisi naturale e la cellula batterica collassa.

L'ozono inoltre riduce il proliferare dei batteri filamentosi migliorando di conseguenza la sedimentazione e le performances generali dell'impianto di depurazione.

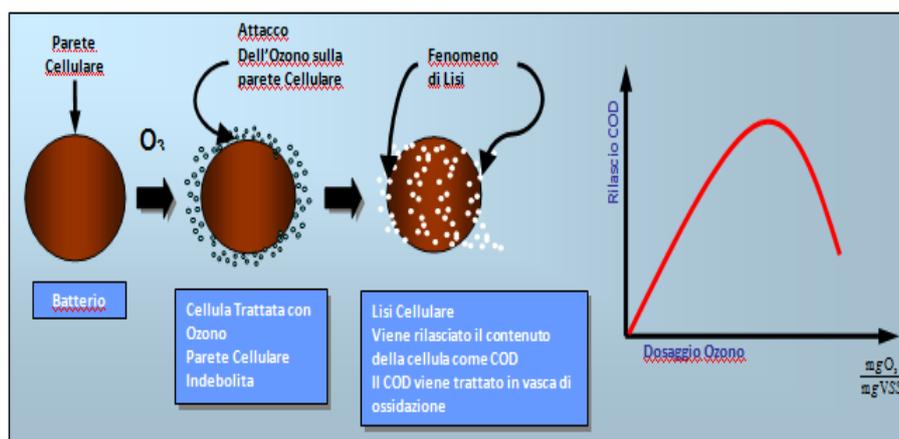
I batteri nitrificanti risultano invece molto resistenti all'azione dell'ozono e in molti casi si è notato un incremento nella capacità di rimozione dell'azoto. Si è inoltre evidenziato una migliore struttura dei fiocchi.

La forma risulta più sferica e aumenta la velocità di sedimentazione. Diminuisce di conseguenza lo SVI (Sludge Volume Index).

Inoltre considerata la qualità dell'effluente trattato, il rilascio dei componenti solubili a seguito dei fenomeni di lisi, non sembra alterare in termini significativi la concentrazione dei composti carboniosi (COD) nel liquame depurato rispetto ai corrispondenti parametri rilevati su un'unità a fanghi attivi convenzionali.

Tale risultato viene sul piano analitico posto in relazione soprattutto alla notevole biodegradabilità presentata dai sottoprodotti organici di ozonolisi.

Figura 3.11 - schema di processo



L'uso quindi di una quantità contenuta di ozono permette di:

- danneggiare le strutture cellulari degli organismi più forti in modo che l'energia derivata dal consumo dei nutrienti venga utilizzata per il ripristino della cellula e non per la riproduzione;
- provocare una lisi negli organismi più deboli;
- favorire la sopravvivenza dei predatori (protozoi metazoi) che metabolizzano le cellule lise o danneggiate;
- non diminuire la concentrazione di sst nel fango trattato.

Inoltre produce i seguenti vantaggi:

- riduzione dei costi di smaltimento fanghi (minor peso e migliore sedimentabilità);

- riduzione dei costi di trattamento fanghi (minor uso di chemicals e delle apparecchiature);
- eliminazione dei problemi di bulking;
- l'ossigeno di recupero proveniente dall'impianto ozono può essere riutilizzato in altri punti dell'impianto di depurazione (vasche di accumulo, ossidazione o stabilizzazione biologica) utilizzando le tecnologie consolidate, tutte con una grande capacità di dissoluzione dell'ossigeno con consumi energetici bassi.

Performances - La prima applicazione in Italia del sistema di Rivoira è stata il frutto di una stretta sinergia tra il gruppo Praxair e la Lariana Depur SpA, che a Bulgarograsso (CO) gestisce uno dei suoi tre impianti di depurazione di reflui civili ed industriali, di cui il 50% proviene dal settore tessile. Nell'impianto di Bulgarograsso, il processo di depurazione delle acque di scarico prevede cinque fasi di trattamento: la prima fase comprende trattamenti meccanici con cui vengono separati materiali, particelle e sabbie fini. Successivamente vengono eliminate le sostanze organiche ed inorganiche, assimilate in via aerobica e anossica da parte dei batteri presenti nel reattore biologico, mentre trattamenti chimico-fisici rimuovono microrganismi e sostanze sospese residue e parte delle sostanze organiche disciolte non biodegradabili.

Il trattamento con ozono completa il ciclo, consentendo la riduzione della colorazione delle acque reflue, prima dello scarico. Grazie all'innovativo impianto di ozonolisi fornito da Rivoira si sono ottenuti ottimi risultati. E non solo in merito alla riduzione del fango di supero prodotto. Infatti si è registrato un miglioramento complessivo della gestione del processo di depurazione, in aggiunta alla pressoché totale rimozione di schiume.

Il risultato, riconosciuto da Lariana è il frutto di anni di ricerche e sperimentazioni, il cui punto di partenza è rappresentato dalle competenze sviluppate da Rivoira nel campo dell'utilizzo dell'ozono e dei processi di dissoluzione di un gas in un liquido.

Il cuore del processo è, infatti, la modalità con cui si è riusciti, attraverso la modellazione del sistema, a integrare l'utilizzo dell'ozono nell'ambito del processo depurativo, senza dover ricorrere alla realizzazione di costose opere edili o di nuove ingombranti sezioni di trattamento.

Una porzione del fango di ricircolo viene messa in contatto con la miscela di ozono con modalità tali da consentire un'efficace ossidazione delle membrane cellulari, con conseguente lisi delle stesse.

Il processo consente pertanto di controllare le cinetiche di crescita del fango, agendo direttamente sugli specifici di produzione del fango in funzione del COD rimosso. Occorre ricordare che una frazione significativa del COD rilasciato dalla lisi delle cellule, viene eliminata dal ciclo sotto forma di energia, attraverso i processi anabolici dei batteri. L'utilizzo dell'ozonolisi non solo non interferisce in alcun modo con le prestazioni depurative dell'impianto, ma ha dimostrato di avere un effetto positivo in relazione a problematiche di bulking e sedimentabilità del fango, grazie all'effetto selettivo dell'ozono nei confronti dei batteri filamentosi.

I vantaggi derivanti dal sistema di ozonolisi sviluppato da Rivoira sono che oltre ad una riduzione fino all'80% del fango di supero e dei relativi costi di smaltimento, è possibile conseguire anche un significativo risparmio dei costi di trattamento dei fanghi (ad esempio, digestione aerobica e anaerobica e disidratazione), un miglioramento dell'indice di sedimentazione e la possibilità di recupero dell'ossigeno utilizzato per la produzione di ozono.

Un sistema TLC di telecontrollo a distanza consente poi a Rivoira di tener monitorati gli impianti per il trattamento del fango.

Grazie a un collegamento con modem Gsm o da rete fissa, è possibile controllare l'impianto, dalla pressione di rilascio e temperatura del fango alla presenza di solidi sospesi, dalle pressioni degli iniettori alla portata del fango trattato.

Per poter stabilire in maniera oggettiva le performance di funzionamento presso gli impianti realizzati da Rivoira-Praxair sono stati svolti rigorosi bilanci di massa presso gli impianti test e definitivi.

Per determinare il grado di riduzione del fango è stato assunto come indice di riferimento il tasso di crescita di quest'ultimo.

Oltre al dato relativo alla produzione dei fanghi si è tenuto conto anche degli eventuali accumuli registrati all'interno di tutto il sistema attraverso un accurato bilancio di massa.

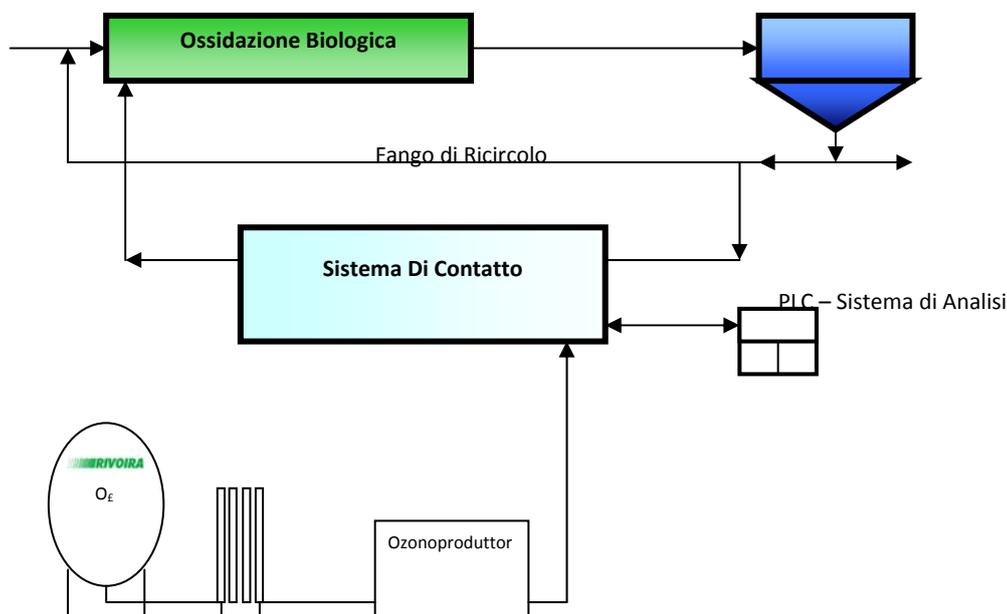
Dalle analisi svolte si è rilevato che il tasso di riduzione è direttamente correlato agli specifici ozono utilizzati e che può di conseguenza essere variato ragionevolmente tra range che spaziano tra il 30 e il 50%.

Durante la sperimentazione si è prestato particolare attenzione all'impatto generato dall'ozonolisi dei fanghi sui principali parametri di processo. Dall'analisi dei parametri chimici delle acque in ingresso e in uscita dall'impianto è emerso quanto segue:

- rimozione del COD: non è stato riscontrato alcun effetto sulle rese di abbattimento del COD che si sono mantenute ai livelli normali caratteristici dell'impianto. l'apporto di COD conseguente alla lisi cellulare è risultato non significativo ai fini della variazione del carico del fango;
- rimozione dei composti azotati: le efficienze di abbattimento dell'ammoniaca non hanno subito significative variazioni nel corso delle prove e le concentrazioni dei composti azotati sull'uscita sono rimaste pressoché costanti durante tutto il periodo;
- abbattimento del fosforo: il fosforo è risultato essere il parametro più sensibile al processo di ozonizzazione del fango con conseguente lisi cellulare. nonostante un innalzamento dei valori del fosforo in uscita presso tutti gli impianti dove è presente la tecnologia lyso i valori sono sempre rimasti nei limiti legislativi;
- rimozione sst: non sono stati rilevate variazioni per quanto riguarda la concentrazione dei sst. e' risultato evidente un effetto sullo svi e una conseguente migliore sedimentabilità dei fanghi;

- schiume: a valle del processo lyso viene svolta una specificazione delle specie batteriche. la forte selettività di specie filamentose genera un fango dalle caratteristiche tali da minimizzare la schiumosità dello stesso.

Figura 3.12 - Lay-out sistema Rivoira



L'impianto più grande in Italia invece dell'AirLiquide è quello installato dal 2006 sul depuratore di Caronno Pertusella (VA) di Lura Ambiente S.p.A., da 120.000 Abitanti Equivalenti, con un refluo composto al 80% da scarichi civili ed al 20% da scarichi industriali di origine varia.

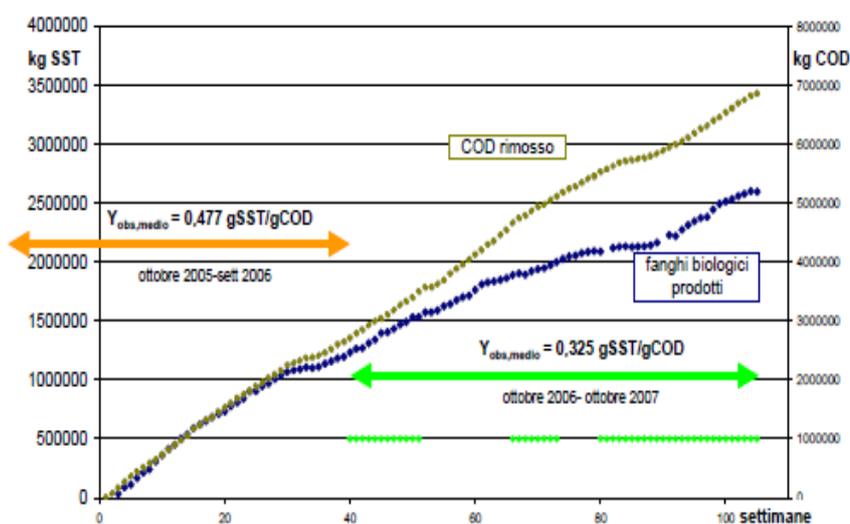
L'impianto installato è stato considerato di prova (anche se già in scala reale), sia poiché è stata installata una potenzialità di generazione di ozono (2 kgO₃/h) pari a circa la metà di quella di progetto definitivo, sia perché per il sistema e la vasca di contatto sono stati utilizzati ed adattati impianti già esistenti, e non progettati ad hoc.

Nonostante ciò e nonostante la variabilità delle condizioni operative del depuratore stesso (soprattutto l'elevata età del fango) si è comunque ottenuto un notevole risultato, cioè una diminuzione della produzione di fango di supero del 32%.

Il trattamento con ozono, applicato per un periodo di prova di circa 15 mesi (da ottobre 2006 a dicembre 2007) ad una percentuale del fango di ricircolo, ha dato luogo ad una sensibile riduzione del volume di fango di supero prodotto (intorno al 32%).

La produzione specifica di fanghi biologici media annuale, calcolata raccogliendo i dati giornalieri dell'impianto dal 2005 al 2007, è passata da 0,477 gSST/g COD rimosso nel periodo Ottobre 2005 - Dicembre 2006, in assenza di ozonolisi, a 0,325 gSST/gCODrimosso nel periodo Ottobre 2006 - Dicembre 2007, con una diminuzione del 31,8%.

Figura 3.13 - Fanghi biologici prodotti e COD rimosso negli anni 2006 e 2007



Si è ottenuta una riduzione dei fanghi di supero biologici, dal 2007 al 2006 di 500 tonSST, che diventano 1.275 ton di fanghi umidi al 26% di secco, e che significano un risparmio annuale di circa 144.000 € sullo smaltimento puro (comprensivo del trasporto), senza contare la riduzione di chemicals ed energia elettrica per trattare questa quantità nella linea fanghi.

Tale riduzione è stata ottenuta senza alterare il funzionamento del processo biologico di rimozione di COD, P, N.

Anche dalle misure dell'attività batterica effettuate col sistema MARTINA, non si rilevano effetti negativi sulla biomassa. L'attività nitrificante ha mostrato un calo nel primo periodo di trattamento, dopo di che si è attestata su valori del tutto analoghi a quelli riscontrati in assenza di ozonolisi.

Referenze reali - Le esperienze acquisite su scala reale presso impianti sottoposti a lunghi cicli di ozonizzazione dei fanghi, sembrano confermare sul piano operativo come il grado di lisi e di degradazione della biomassa trattata siano legati alle quantità e alle concentrazioni di ozono dosato nell'unità di contatto.

È stato ugualmente verificato come le condizioni ottimali di trattamento non siano generalizzabili in modo assoluto, ma risultino variabili e dipendenti, caso per caso, anche dalla struttura impiantistica utilizzata.

È altrettanto evidente inoltre come la definizione di un *range* ottimale di ozonizzazione, non debba essere vista solo in termini di minimizzazione dei fanghi prodotti dal sistema biologico, ma anche di una logica economico-gestionale che ne giustifichi la sostenibilità dei costi a fronte dei risultati raggiunti.

La tecnologia Lyso è attualmente utilizzata presso 3 impianti, 2 municipali siti in Lombardia e 1 industriale sito in Piemonte.

Attualmente sono in corso test presso un impianto municipale in provincia di Latina.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i detentori della tecnologia.

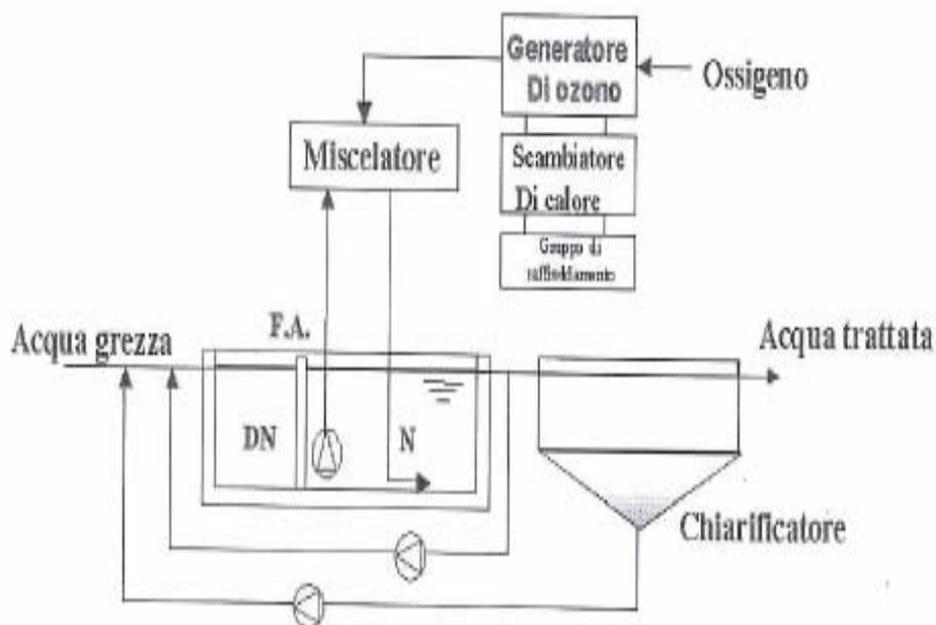
3.3.7. Biolysis - O

Descrizione del sistema - Processo per ossidazione chimica Biolysis - O è una tecnologia ONDEO sviluppata grazie a 5 anni di studio.

Il processo necessita del contatto della miscela acqua - fanghi con l'ozono (reattore d'ozonazione). I tempi di contatto sono ridotti e quindi le strutture poco voluminose.

Estratti dai bacini biologici, i fanghi sono messi a contatto con l'ozono generato a partire dall'ossigeno (Fig. 3.14).

Figura 3.14 - Schema di principio Biolysis - O



L'ozono potente ossidante penetra la membrana dei batteri danneggiandone gli organuli intermembranali. Gli organismi viventi, quali i batteri, sono in grado di rigenerare i propri tessuti danneggiati ma questo comporta un arresto dell'attività di riproduzione o duplicazione. In questo modo si ottiene una forte inibizione della produzione dei fanghi.

Grazie ad un finanziamento dell'agenzia dell'acqua Rhin-Meuse, le prime prove hanno potuto essere realizzate per più di un anno sull'impianto di depurazione di Aydoilles (Vosges) della potenzialità di 1.000 A.E. (Fig. 3.15)

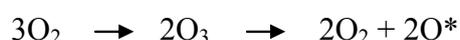
Questo processo agisce secondo due vie principali e complementari:

a) L'inibizione della biomassa per mezzo dell'ozono

L'ozono agisce sulla parete dei batteri ed aumenta la loro attività depurativa la popolazione dei batteri attivi rispetto all'inquinamento da eliminare resta costante.

L'ozono ottenuto per attivazione elettronica dell'ossigeno sotto l'azione di una scarica elettrica è prodotto sul luogo da generatori che utilizzano l'ossigeno puro.

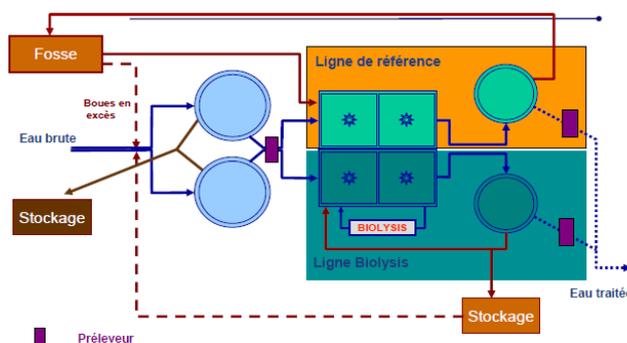
La reazione è la seguente:



b) Le costrizioni meccaniche che sono esercitate sugli stessi batteri

L'azione meccanica è ottenuta da un dispositivo di mescolamento e di dispersione che favorisce nello stesso tempo la dissoluzione dell'ozono nell'acqua conducendo in questo modo a degli eccellenti rendimenti dell'utilizzazione del gas.

Figura 3.15 - impianto RPF ad ozono



Queste due azioni chimiche e meccaniche hanno per conseguenza diretta che il principale consumo di energia dei batteri in altre parole il consumo di BOD è destinato alla ricostituzione della loro massa cellulare (mantenimento) a danno della loro riproduzione (sintesi).

Questo processo ha d'altronde due effetti indotti favorevoli al buon funzionamento degli impianti di depurazione:

- migliora considerevolmente l'indice di Mohlman dei fanghi, questo significa una maggiore separazione solido liquido;

- migliora l'attitudine alla disidratazione dei fanghi prodotti, che va ugualmente a ridurre il volume di fanghi disidratati da eliminare.

Relativamente alla gestione i consumi nell'ambito della riduzione dei fanghi con il sistema Biolysis O sono sostanzialmente riassumibili in soli due costi:

- costi di energia elettrica;
- costi dell'ossigeno.

Essi sono espressi in termini di costo per tonnellata di fango non prodotto e variano secondo le specifiche condizioni locali.

A fronte dei suddetti costi questa tecnologia conseguentemente alla riduzione dei fanghi con essa ottenibile di oltre il 35% porta ad un risparmio relativo a:

- minori costi di gestione della linea fanghi prevista per lo specifico impianto;
- minori costi di smaltimento dei fanghi residui prodotti dall'impianto;
- minor utilizzo e conseguente maggior durata delle opere relative alla linea fanghi (nel caso di impianti esistenti).

Come detto la riduzione del fango si può ottenere aumentando la distruzione dei solidi volatili nei processi di stabilizzazione aerobica e soprattutto anaerobica.

Performances - Impianto di Broomhaugh (UK).

Riduzione produzione fanghi in kgSS/g: oltre il 35%

Dosi di ozono in kgO₃/kgSS eliminato: da 0,13 a 0,23

Per la composizione:

- il comportamento dei metalli varia a seconda del metallo;
- il rapporto MVS/SS diminuisce del 10 - 12 %.

Per la disidratazione dei fanghi:

- la Riduzione del consumo di polimeri (3 volte minore a quello di riferimento);
- la percentuale di secco aumenta sul mix liquor (primario/biologico) del 3%.

Referenze reali

- Broomhaugh (UK);
- Aydoilles (Vosges) della potenzialità di 1.000 A.E.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso contatti avuti con i detentori della tecnologia.

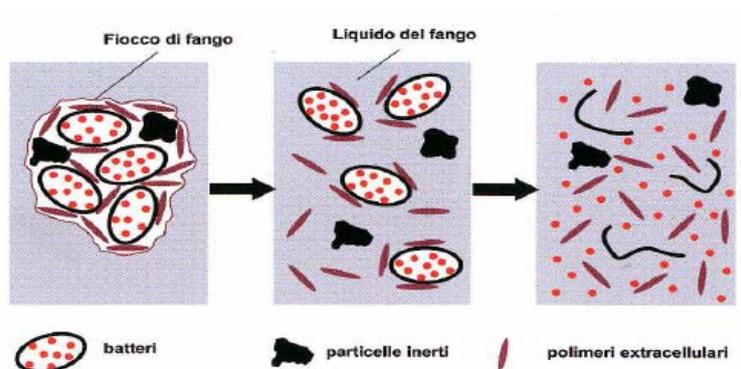
3.3.8. Disgregazione con ultrasuoni (sonicazione)

Descrizione del sistema - E' una tecnica che è stata proposta per la riduzione dei fanghi già dagli inizi degli anni 'Novanta ed è oggi applicata a impianti a piena scala. L'obiettivo del trattamento è il miglioramento della resa di rimozione dei solidi volatili in digestione anaerobica, con aumento della produzione di biogas e riduzione della produzione di fanghi da smaltire. La disintegrazione del fango è causata dagli ultrasuoni (con frequenze comprese tra 20 kK-40 kHz) per formazione di micro bolle di gas la cui dimensione aumenta fino a quando collassano violentemente (cavitazione), liberando calore e aumentando le pressioni all'interfaccia gas-liquido. A seguito della riduzione delle dimensioni degli aggregati presenti nel fango si ha la dispersione in sospensione fine e in soluzione delle sostanze organiche con aumento di CDO biodegradabile che a sua volta si traduce in maggiore produzione di metano.

Per disintegrazione dei fanghi si intende l'applicazione di forze esterne sui fanghi al fine di disintegrare la struttura dei fiocchi spingendola fino alla rottura dei microrganismi.

Lo scopo della disintegrazione è quello di rendere disponibili le sostanze organiche contenute nei fanghi per la successiva degradazione biologica – enzimatica nel digestore. Nell'impianto di disintegrazione in controcorrente GSD sviluppato dalla VTA, l'effetto di disintegrazione è ottenuto mediante ultrasuoni a frequenza 25 kHz.

Figura 3.16 - Sonicazione



I fanghi di depurazione sono un residuo ineliminabile dei sistemi di depurazione delle acque. Già oggi in molti impianti di depurazione i costi di trattamento e smaltimento dei fanghi superano il 40% del budget complessivo.

Con la disintegrazione fanghi è stata sviluppata una soluzione che permette di contrastare almeno in parte il drastico aumento di costi in smaltimento.

Questo sistema consente di rendere disponibile in modo efficace le sostanze organiche contenute nei fanghi e di trasformarle facilmente in energia.

Produzione di biogas più efficiente , stabilizzazione anaerobica accelerata e migliore disidratabilità del fango digerito , bilanciamento del rapporto carbonio - azoto ai fini della denitrificazione ed inoltre minore quantità di fanghi, minore consumo di flocculante e minore fabbisogno di energia esterna, sono gli effetti determinanti ottenibili con la disintegrazione parziale con ultrasuoni ad alta efficienza.

Nel reattore sono installati oscillatori ultrasonici push-pull, ciascuno dotato di due testine oscillanti. A scelta sono disponibili processori ultrasonici di potenza e tipo diversi, fino ai nuovissimi processori da 4 kW.

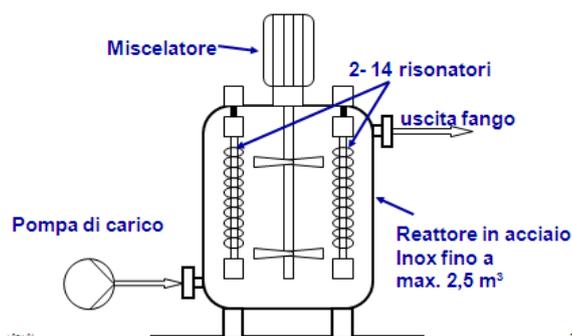
È possibile dimensionare l'ampiezza del risonatore in relazione alle caratteristiche del fango da trattare, in un campo estremamente ampio da 1 μm a 250 μm ,permettendo di adeguare in modo ottimale l'apporto energetico specifico.

I processori ultrasonici garantiscono un'elevata sicurezza funzionale grazie ad un sistema permanente di misura e di regolazione dell'ampiezza quale grandezza fisica. Essa rimane infatti costante in qualsiasi condizione di carico (ossia anche in funzionamento a vuoto - ad es. in caso di presenza di grandi bolle di gas) intasamenti di materiale o simili - è assolutamente escluso un'interruzione del sistema ad ultrasuoni.

I risonatori in titanio massiccio , che sono avvitati al modulo convertitore ultrasonico garantiscono una durata estremamente lunga. Quando un risonatore è consumato, basta svitarlo e sostituirlo con uno nuovo.

La nuova generazione di processori ad ultrasuoni commercializzati dalla VTA è basata sulla qualità tecnica più avanzata a livello di materiali, di elettronica e di costruzione.

Figura 3.17 - Schema di principio



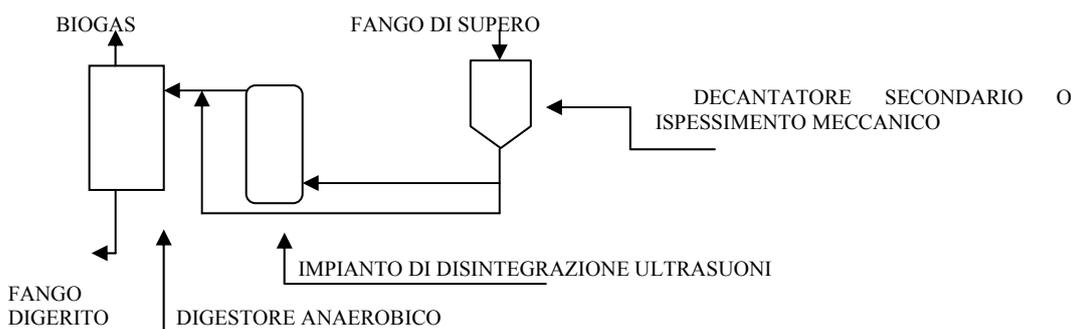
Le potenze del processore vanno da 12 a 4000 watt, le frequenze oscillano fra 20 kHz e 1,6 MHz. Tutti gli apparecchi e gli impianti completi sono garantiti per funzionare in continuo in qualsiasi condizione di esercizio senza necessità di alcun fluido refrigerante esterno. I processori ultrasonici costruiti secondo ISO

9001 vengono forniti completi di dichiarazione di conformità CE e corrispondono a tutti i fondamentali requisiti igienici e di sicurezza delle direttive EU in materia.

Principali vantaggi del GSD:

- supporto dell'idrolisi biologica del fango (fase idrolitica di attacco e degradazione dei composti organici complessi in composti organici più semplici);
- riduzione della sostanza organica nei fanghi di depurazione (sostanza secca organica) fino al 25 %;
- aumento della quantità e della qualità dei gas di digestione in misura fino al 30 % e corrispondente aumento della potenzialità e della durata di vita (allungamento degli intervalli di manutenzione) degli impianti di recupero energetico (impianti di cogenerazione) esistenti;
- aumento della produzione di energia elettrica in misura fino al 30 %;
- riduzione della quantità complessiva di fanghi prodotti e dei relativi costi di smaltimento finale in misura fino al 20 % e oltre;
- aumento del contenuto di sostanza secca in uscita dal sistema di disidratazione dei fanghi esistente in misura fino al 15 %;
- riduzione del consumo di flocculanti per la disidratazione dei fanghi (polimeri, Fe, calce) in misura fino al 30%;
- riduzione della formazione di schiuma nei digestori a causa dei batteri filamentosi;
- miglioramento permanente del processo biologico nell'impianto di depurazione grazie alla possibilità di contrastare/disintegrare i batteri filamentosi (riduzione della formazione di fango galleggiante bulking miglioramento della sedimentazione del fango, ecc.)

Figura 3.18 - Schema Tipo di Processo



Una frazione dei fanghi di supero ispezziti (che dipende dalla percentuale di sostanza organica secca nei fanghi digeriti) viene fatta scorrere dal basso verso l'alto nel reattore disintegratore. Nel reattore sono installati oscillatori ultrasonici push-pull, ciascuno dotato di due testine oscillanti. Agendo sul tempo di permanenza del fango nel reattore, sulla portata, sul numero di giri del miscelatore e sull'apporto di energia ultrasonica è possibile determinare il grado di disintegrazione. I fanghi così trattati vengono quindi inviati nella tubazione di alimentazione /circolazione del digestore.

I principali parametri che influenzano il processo sono:

- energia applicata: all'aumentare dell'energia applicata aumenta l'effetto di disintegrazione del fango;
- frequenza degli ultrasuoni: le basse frequenze sono più efficaci;
- caratteristiche del fango: gli ultrasuoni hanno effetto sui fanghi biologici, disintegrando le membrane cellulari, ma praticamente nessun effetto sui fanghi primari.

Performances - Miltenberg (Baviera):

- Avviamento ottobre 2003;
- 6 risonatori, volume del reattore 1,8 m³;
- 30-50 % della quantità di fango di supero;
- portata al reattore di 1,0 - 1,3 m³/h per 24 h/g;
- min. 90 minuti di permanenza;
- vasca di accumulo 1,5 m³.

Risultati dopo 48 mesi di esercizio:

- aumento di ca. 8% della produzione specifica di gas;
- diminuzione di ca. 8% della quantità di fango da smaltire;
- miglioramento di ca. 7% della percentuale di secco.

Villach (Austria) - 200.000 AE:

- avviamento dicembre 2003;
- 10 risonatori, 2 reattori con volume 1,5 m³/cad;
- 30-50 % della quantità di fango di supero;
- portata al reattore di 1,0 – 2,0 m³/h per 24 h/g;
- minimo 90 minuti di permanenza.

Risultati dopo 48 mesi di esercizio

- aumento di ca. 14% della produzione specifica di gas;
- aumento di ca. 5% del grado di decomposizione organica;
- diminuzione di ca. 8-10% della quantità di fango da smaltire;
- miglioramento di ca. 2% dei risultati di disidratazione;

Cesena - 120.000 AE

Dati di progetto:

- quantità di fango ispessito ca. 40 m³/g;
- sostanza secca ca. 5%;
- quantità di fango trattato ca. 1-1,3m³/h;
- percentuale di fango isp. Trattato ca. 60-80%;
- durata del trattamento ca. 150 min;
- tipo impianto GSD 11.

Obbiettivi da raggiungere:

- aumento della produzione di biogas 17%;
- riduzione della quantità del fango da smaltire 12%;
- riduzione del fabb.di polimeri per la disidratazione 10%.

Imola - 50.000 AE

Dati di progetto:

- quantità di fango ispessito ca. 150 m³/g ;
- sostanza secca ca. 5%;
- quantità di fango trattato ca. 1,5 m³/h;
- percentuale di fango isp. Trattato ca. 35%;
- durata del trattamento ca. 100min;
- tipo impianto GSD 10

Obbiettivi da raggiungere:

- aumento della produzione di biogas 18%;
- riduzione della quantità del fango da smaltire 14%;
- riduzione del fabb. di polimeri per la disidratazione 10%.

Wasserfeld Monguelfo (Italia) - 40.000 AE:

- avviamento dicembre 2003;
- 4 risonatori, volume del reattore 1,5 m³ ;
- 30-50 % della quantità di fango di supero;
- portata al reattore di 0,3 - 0,5 m³/h per 24 h/g;
- 300 minuti di permanenza.

Risultati dopo 48 mesi di esercizio:

- aumento di ca. 28% della produzione specifica di gas;
- aumento di ca. 12% del grado di decomposizione organica;
- diminuzione di ca. 10-15% della quantità di fango da smaltire;
- miglioramento di ca. 12% dei risultati di disidratazione;
- nessuna ripercussione aggravante per l'impianto di depurazione.

Referenze reali

- Miltenberg-d (95.000 ae);
- Villach-a (200.000 ae);
- Rzeszow-PL (220.000 AE);
- Darmstadt Süd-D (30.000 AE);
- Darmstadt Centrale-D (240.000 AE);
- Halle Nord-D (450.000 AE);
- Kitzbühl-A (46.500 AE);
- Grobostheim-D (35.000 AE);
- Winsen/Luhe-D (50.000 AE);
- AVW Modau-D (55.000 AE);
- Öhringen-D (35.000 AE);
- Bad Orb-D (25.000 AE);
- Bad Füssing-D (80.000 AE);
- Penthaz-CH (10.000 AE);
- Hardheim-D (30.000 AE);
- Söding-D (40.000 AE);
- Pozna-PL (750.000 AE);
- Monguelfo-I (40.000 AE);
- Cesena-I (120.000 AE);
- Imola-I (50.000 AE);
- Lana-I (20.000 AE).

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.9. Disintegrazione meccanica con centrifughe

Descrizione del sistema - È un sistema di disintegrazione meccanica e prevede l'utilizzo di un addensatore centrifugo per l'ispessimento dei fanghi, equipaggiato con un anello meccanico aggiuntivo di disintegrazione che rompe i fiocchi di fango disperdendoli in sospensione e le membrane cellulari causando la solubilizzazione del materiale cellulare. Il dispositivo di disintegrazione è montato nella parte finale della centrifuga all'uscita del fango ispessito. La prima centrifuga disintegratrice applicata a scala reale è stata installata presso l'impianto di depurazione centrale di Praga con potenzialità 1.200.000 AE; portata di fango: 4.600 mc/g; produzione fango ispessito 650 mc/g

Come per la sonicazione la disgregazione dei fiocchi e la parziale solubilizzazione del materiale cellulare rende più completa la degradazione anaerobica del materiale organico riducendo la produzione di secco in uscita e aumentando la produzione di metano.

Tale incremento è diverso a seconda del tipo di fango che viene avviato a disintegrazione, dai soli fanghi secondari si è riscontrato un incremento medio di produzione di biogas pari al 31,8 % , trattando invece fanghi misti (primari e biologici di supero) l'incremento medio è al 13,6 % (Dohanyos et al. 2004 - Zabranska et al. 2006). Ciò conferma che la lisi (sia essa meccanica, termica o biologica) migliora soprattutto la biodegradabilità del fango biologico con migliorie della rimozione di quello primario abbastanza contenute.

La disintegrazione di fango è uno dei metodi per il miglioramento di comportamento del digestore, in particolare per l'aumento di produzione del gas e la riduzione dello scarico della materia solida. Per mezzo di una disintegrazione meccanica i microorganismi presenti nel fango sono distrutti grazie alla rottura delle pareti cellulari. Usando la disintegrazione delle cellule essenzialmente si hanno due obiettivi:

- accelerazione ed incremento della degradazione (efficienza del digestore);
- utilizzo della sostanza organica interna alla cellule (proteine, polisaccaridi) come risorsa di sostanza carboniosa (denitrificazione).

L'accelerazione è basata sul supporto dell'idrolisi mentre la disintegrazione delle cellule conduce al rilascio della parte interiore facilmente degradabile delle cellule. In più, il microorganismo anaerobico facoltativo, che può sopravvivere al contrario parzialmente al processo di digestione e può essere responsabile del contenuto residuo della materia organica nel fango digerito, è reso accessibile aumentando la degradazione. Con l'utilizzazione delle proteine e dei polisaccaridi contenute nell'interno delle cellule come fonte di carbonio il rapporto di C/N può essere migliorato.

La denitrificazione, IDF presente, può essere sostenuta ed aumentata usando così questa fonte di carbonio. Oltre che il rilascio dell'acqua delle cellule c'è un vantaggio ulteriore nel processo successivo di digestione.

La lisi delle cellule stimola da un lato la funzione e lo sviluppo del microorganismo, dall'altro contiene una serie di enzimi, che sono necessari direttamente per la degradazione della materia organica. La distruzione delle cellule conduce ai seguenti vantaggi:

- aumenti di prestazione del digestore anaerobico;
- di degradazione accelerata della materia organica;
- di aumento di produzione del biogas;
- di riduzione di produzione specifica del fango;
- di miglioramento di possibilità d'asciugamento e di riduzione del consumo del polimero.

Le forze centrifughe, che sono generate nella centrifuga di ispessimento del lysate, si applicano deliberatamente alla distruzione delle cellule. La distruzione della cellula del fango avviene per mezzo di un battitore speciale (anello del lysate) che è integrato nell'addensatore centrifugo e che dissipa l'energia cinetica fornita dalla centrifuga.

Il fango non è macinato ma si distruggono soltanto quelle strutture delle cellule, che non sono, o soltanto con grande difficoltà, degradate nel processo del digestore. La distruzione delle cellule avviene nell'effluente della centrifuga che segue l'ispessimento, così il concentrato non è caricato affatto di più rispetto a una centrifugazione normale.

Usando il processo Baker si cerca la distruzione del 10 - 20% della cellula.

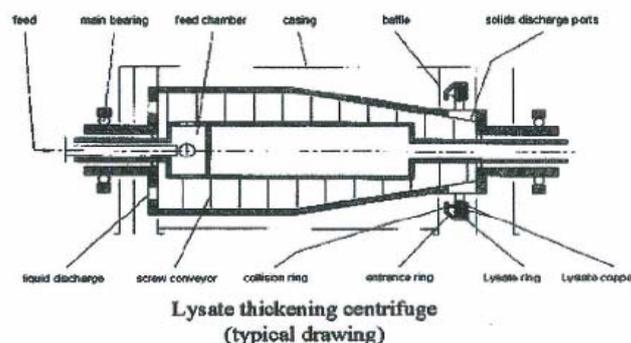
I seguenti tre effetti sono utilizzati per la distruzione delle cellule:

- la forza di rallentamento dovuto alla riduzione di energia cinetica esistente (forza di impatto come conseguenza dello scontro tra le particelle nello spazio della centrifuga);
- effetto supplementare di impatto dovuto alla forma del battitore, in cui quelle particelle sono frenate, quando sono espulse dalla centrifuga ma ancora si stanno muovendo;
- effetto cesoia supplementare nella struttura superiore, dovuta al tasso di rotazione della centrifuga nella gamma tra i 1500 - 3000 giri/min.

L'installazione del dispositivo di Lysate avviene all'interno dell'alloggiamento della centrifuga e può essere adattata alle macchine esistenti. Informazioni più tecniche possono essere trovate nel brevetto DE195021856A1.

Come guida di riferimento di progetto e dati tecnici per le specifiche di fornitura (centrifuga), secondo il formato e la capacità della macchina, la potenza stimata richiesta per una centrifuga di ispessimento è circa da 0,75 a 1,1 kW/m³.

Figura 3.19 - Schema Tecnico



Performances - Dipendendo dal progetto meccanico (diametro di scarico, rapporto giri motore) si può realizzare una velocità di scarico del fango ispessito da 60 a 10 m/s:

- grado di disintegrazione: 16 -18 %;
- incremento del rendimento in biogas: sopra il 25%;
- contenuto di solidi volatili nel fango digerito: < 50%;
- contenuto secco del fango disidratato: circa 30 %;
- consumo di polimeri per la disidratazione: nessun incremento.

I valori dati sopra sono stati ottenuti in prove complete nell'impianto di trattamento di Koln-Rodenkirchen ed alle relative prove di laboratorio. Per la stabilità operativa e manutenzione il processo è stato già testato su scala pilota. Questi aspetti saranno il soggetto dei test in scala reale.

Referenze - Sono stati realizzati otto installazioni su scala pilota in Germania ed altre due nella Repubblica Ceca. Ci sono poi due installazioni più grandi dove sono state portate a termine le prove pilota:

- l'impianto di trattamento acque reflue di Praga (Repubblica Ceca) 1.200.000 AE;
- l'impianto di trattamento acque reflue di Aachen Soers (Germania).

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.10. Termolisi

3.3.11. Lisi Termica accoppiata a Digestione Anaerobica: Biothelys

Descrizione del sistema - La digestione anaerobica del fango di supero biologico è caratterizzata da rendimenti di rimozione dei solidi volatili piuttosto bassi, a causa della più o meno lunga precedente permanenza del fango in ambiente aerobico e della conseguente degradazione che esso ha già subito ad opera di microrganismi aerobi. Il trattamento anaerobico convenzionale è, pertanto efficiente solo se applicato a fanghi primari o misti e, in quest'ultimo caso, il rendimento di rimozione dei solidi volatili è ascrivibile in massima parte alla riduzione della componente primaria, mentre quella biologica è quasi passante.

Negli ultimi decenni sono stati studiati, tra i sistemi di riduzione dei fanghi di depurazione una serie di pretrattamenti volti ad incrementare la biodegradabilità

del fango biologico prima della digestione anaerobica, in modo da poter applicare convenientemente questo processo anche su impianti di depurazione ad aerazione prolungata (con fango esclusivamente biologico) e da migliorare comunque i rendimenti di rimozione sugli impianti con fango misto.

Tra questi pretrattamenti (ultrasuoni, sistemi chimici, meccanici, termici, ecc. Muller, 2003; Neis, 2007; Weemaes, 2000; Balmer, 2003; Carrere, 2007; Panter, 2007; Odegaard, 2003), la società francese Veolia ha scelto di sviluppare il processo Biothelys come sequenza di due trattamenti: l'idrolisi termica (Thermal LYSis) e la digestione anaerobica mesofila (BIO), segnalando che gli effetti del primo stadio non sono limitati ad un incremento della biodegradabilità del fango, ma comprendono anche una notevole diminuzione della sua viscosità e un miglioramento generale della sua qualità. Tutto questo alla luce dei risultati ottenuti sull'installazione di Saumur, avviata nell'aprile del 2006.

Lo scopo principale della lisi termica è ancora quello di incrementare la biodegradabilità del fango mediante la solubilizzazione di gran parte dei solidi sospesi, incrementando la resa del successivo stadio di digestione anaerobica. I solidi disciolti risultano infatti più facilmente biodegradabili e quindi in una fase successiva biologica consentono di ottenere rendimenti di rimozione più alti, rispetto ad un fango non pretrattato. (Graja et al., 2004).

Conseguenze immediate dell'incremento di abbattimento dei solidi volatili in digestione sono l'aumento della produzione di biogas e la diminuzione di massa del fango da smaltire. Entrambi questi fattori determinano evidenti benefici economici alla gestione dell'impianto.

Un altro importante effetto dell'idrolisi termica è la diminuzione della viscosità del fango che consente di caricare il successivo stadio di digestione anaerobica con un fango al 10-12 % di sostanza, senza pregiudicare le condizioni di miscelazione del reattore. Completa il quadro dei benefici, il miglioramento della qualità del fango prodotto da smaltire in quanto completamente sterilizzato (classe A secondo gli standard USEPA).

Il secondo trattamento costituente l'accoppiata in oggetto è un processo biologico di digestione anaerobica mesofila, applicato al flusso di fango precedentemente idrolizzato, allo scopo di ridurre il contenuto di solidi volatili. In realtà il trattamento biologico del fango idrolizzato potrebbe essere anche di tipo aerobico, ma in questo caso si otterrebbero solo i benefici legati alla riduzione del fango ma non quelli legati alla produzione di biogas e quindi di energia, anzi a costi energetici ancora più alti.

Grazie all'elevata disponibilità di substrato solubile prodotto dall'idrolisi, il ciclo biologico della digestione anaerobica che porta alla produzione di metano risulta molto accelerata e di conseguenza il tempo di permanenza del fango nel digestore può essere ridotto, pur conseguendo una maggiore riduzione dei solidi volatili rispetto ad un fango grezzo. La combinazione dei due fattori, diminuzione della viscosità del fango e del tempo di permanenza, determina una drastica riduzione del volume di digestione (oltre il 70%) e, conseguentemente dei costi di investimento per il trattamento dei fanghi.

Il processo termico è condotto a temperatura generalmente compresa tra 160-170 °C e pressione di 8-10- bar, mediante iniezione di vapore per un intervallo di tempo che può variare tra 30 e 60 minuti.

Il successivo stadio di digestione anaerobica mesofila viene condotto ad una temperatura di 38 °C, ma con tempi di ritenzione decisamente più ridotti di quelli usuali (15 giorni contro circa i 18-21 canonici).

Descrizione della fase di idrolisi termica.

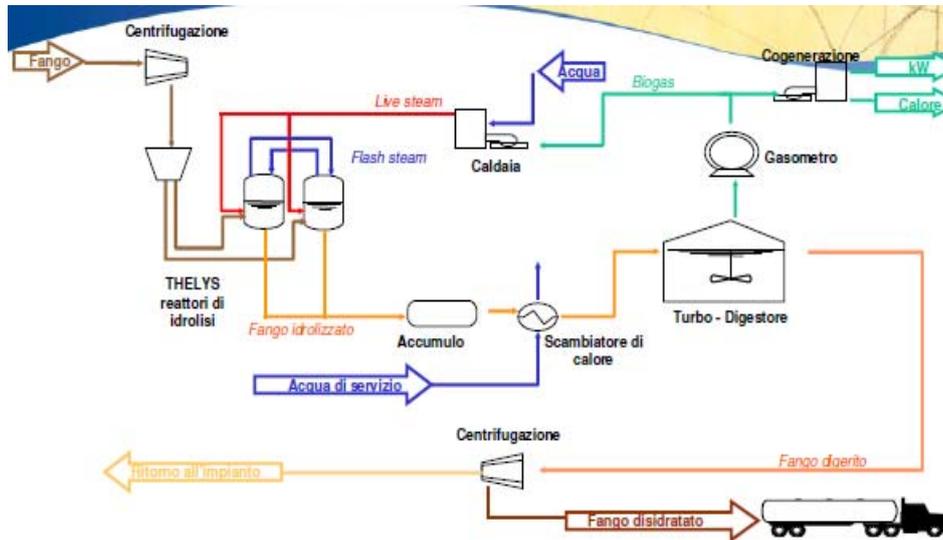
L'idrolisi termica viene condotta su un fango predisidratato al 14-16% di sostanza secca. Il fango disidratato viene stoccato in tramogge verticali (Fig. 3.14) che svolgono la funzione di disconnessione idraulica tra il funzionamento continuo della disidratazione e quello discontinuo dell'idrolisi termica.

Il processo prevede che l'idrolisi termica avvenga in 2 o 3 reattori identici, funzionanti in parallelo. I reattori lavorano in modalità batch e un ciclo completo dura da 120 a 165 minuti, a seconda della configurazione dell'impianto. I reattori di idrolisi funzionano in modo strettamente interdipendente l'uno dall'altro, secondo sequenze rigidamente prestabilite. Per potenzialità elevate, questa linea costituita da una coppia/trio di reattori deve essere replicato più volte, sino anche a tre catene parallele.

Facendo riferimento alla (Fig. 3.20) si può descrivere un ciclo completo come segue:

- riempimento di un reattore con fango grezzo;
- pre-riscaldamento del fango con vapore ricircolato da un altro reattore, che si trova alla fine del ciclo (flash steam);
- riscaldamento del fango fino al raggiungimento della temperatura operativa di idrolisi, mediante iniezione di vapore vivo (live steam) prodotto da una caldaia. la produzione di vapore non richiede alcun combustibile esterno, in quanto la caldaia sarà alimentata con una quota parte del biogas prodotto nel successivo stadio di digestione anaerobica. si noti che il biogas è comunque disponibile per la produzione di energia elettrica, con combustione in microturbine o motori endotermici, o per qualunque altro utilizzo risulti conveniente. inoltre recuperando il calore dai fumi dei cogeneratori, quando esistenti si può ridurre a zero il consumo diretto del biogas per la produzione di vapore e portare al 100% il suo uso premiante alla produzione di energia elettrica;
- idrolisi termica: il fango è mantenuto alla temperatura operativa ed in pressione per 30 minuti, durante i quali avviene l'idrolisi;
- depressurizzazione del reattore mediante ricircolo del vapore di flash in un altro reattore, che si trova all'inizio del ciclo. il ricircolo del vapore comporta due benefici: il risparmio energetico, dovuto al preriscaldamento del fango fresco e il necessario raffreddamento del fango idrolizzato;
- svuotamento del reattore in un serbatoio di disconnessione, realizzato sfruttando la pressione residua interna;
- da quest'ultimo serbatoio di stoccaggio, il fango viene ulteriormente raffreddato ed avviato al trattamento di digestione anaerobica.

Figura 3.20 - Biothelys Schema Funzionale



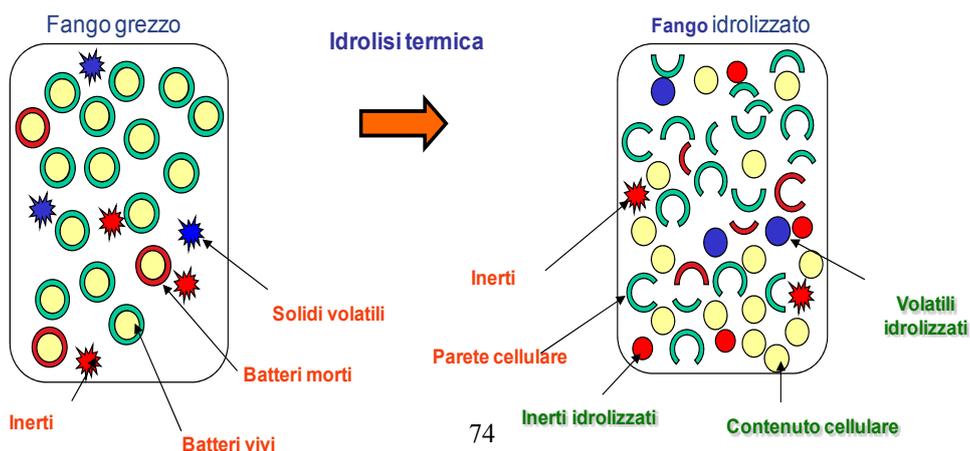
L'idrolisi termica rappresenta il cuore del processo Biothelys[®] ed ha l'obiettivo accelerare ed incrementare la successiva degradazione anaerobica del fango.

A differenza del fango primario, la cui componente volatile è rapidamente putrescibile, il fango biologico non ha una grande attitudine ad essere degradato per via anaerobica. Benché, infatti, il contenuto di solidi volatili sia in esso percentualmente maggiore rispetto a quello di un fango primario, questi solidi sono costituiti da cellule batteriche, la cui membrana è molto dura e resistente all'attacco enzimatico. Di conseguenza la degradazione anaerobica del fango biologico risulta molto lenta e quindi, nei processi convenzionali, necessariamente parziale (rimozione massima di solidi sospesi volatili pari a circa il 25%).

L'idrolisi termica permette, invece, di destrutturare completamente il fango, rompendo la parete cellulare dei batteri e liberandone così il protoplasma a l'acqua interstiziale. Di conseguenza:

- il COD contenuto nel fango si trasforma da particolato (cellule batteriche) a disciolto (protoplasma cellulare) e quindi è più facilmente assimilabile in digestione anaerobica;
- l'acqua interstiziale esce dalle cellule batteriche migliorando la disidratabilità del fango.

Figura. 3.21 - Azione schematica dell'idrolisi termica



Il trattamento ha comunque un effetto tutt'altro che trascurabile anche sul fango primario, in quanto realizza l'idrolisi dei composti organici più complessi, rimandando alla digestione vera e propria la sola fase metanigena.

L'idrolisi termica Thelys® si realizza per iniezione di vapore saturo in pressione in una o più coppie o triplette di reattori verticali. I reattori sono alimentati in batch, in modo sfalsato tra loro, per avere un'alimentazione praticamente continua di fango fresco all'idrolisi e, di conseguenza, di fango idrolizzato alla digestione anaerobica.

Prima di passare alla descrizione dell'impianto proposto, ricordiamo qui i principali benefici dell'idrolisi termica con Biothelys®:

- *incremento della biodegradabilità del fango*: maggiori rendimenti di riduzione dei solidi sospesi (fino al 55% sul fango biologico e al 60% sul fango misto) e maggior produzione di biogas;
- *incremento della disidratabilità del fango*: riduzione del fango da smaltire per sola diminuzione di volume pari a circa il 25%;
- *igienizzazione del fango* grazie alla permanenza per mezz'ora a 165°C;
- *ridotti impatti sulla linea liquami*: il biothelys® consente di degradare direttamente in digestione anaerobica tutto il fango lisato termicamente evitando di sovraccaricare la linea liquami, ma anzi trasformandolo in energia sottoforma di biogas.

Accanto a questi benefici gestionali ce n'è uno altrettanto importante di natura impiantistica: il Biothelys® consente di ridurre il volume di digestione anerobica del 70% rispetto a un processo convenzionale, grazie alla combinazione di due effetti:

- *Accelerazione della metanogenesi*: riduzione del tempo di permanenza da 20 a 15 giorni;
- *Diminuzione della viscosità del fango*: possibilità di alimentare il digestore con un fango decisamente più concentrato.

Figura 3.22 - Differenza di viscosità tra fango disidratato e idrolizzato



La figura sopra mostra chiaramente la differenza di viscosità tra un fango disidratato al 15% prima e dopo trattamento di idrolisi termica.

Nel seguito verranno descritte le diverse sezioni di trattamento, che costituiscono l'impianto proposto.

Come anticipato, il fango idrolizzato deve essere avviato ad uno stadio di digestione anaerobica, per il quale si potrebbero riutilizzare i manufatti esistenti, previa opportuna riprogettazione del sistema di agitazione. Tuttavia il volume di digestione necessario, dopo idrolisi termica, è molto ridotto. Il volume di digestione esistente risulta pertanto decisamente sovrabbondante rispetto alle esigenze.

Il primo trattamento della filiera Biothelys® è una predisidratazione fino al 16% di secco, avente lo scopo di ridurre al minimo il volume dei serbatoi nei quali avverrà l'idrolisi.

Per favorire la disidratazione si prevede un dosaggio di polielettrolita cationico prima dell'ingresso nel tamburo, nella misura di 8 grammi per kg di sostanza secca trattata. Il polielettrolita verrà diluito con acqua di rete e portato in soluzione al 2 per mille in un preparatore automatico.

Il fango disidratato sarà stoccato in una tramoggia, il cui volume, viene calcolato in modo da garantire con ampi margini di sicurezza il passaggio dal funzionamento continuo della disidratazione a quello discontinuo dell'idrolisi.

Si sottolinea fin d'ora che tutto l'equipaggiamento elettromeccanico dell'idrolisi termica, a partire da questa sezione propedeutica di disidratazione, oltre ad avere una riserva installata del 100% (come il resto dell'impianto progettato) ha una potenzialità del 10% superiore a quella strettamente necessaria.

In altri termini ognuna delle fasi costituenti il trattamento di idrolisi può interrompersi per 2 ore al giorno, senza necessità di far intervenire l'unità di riserva.

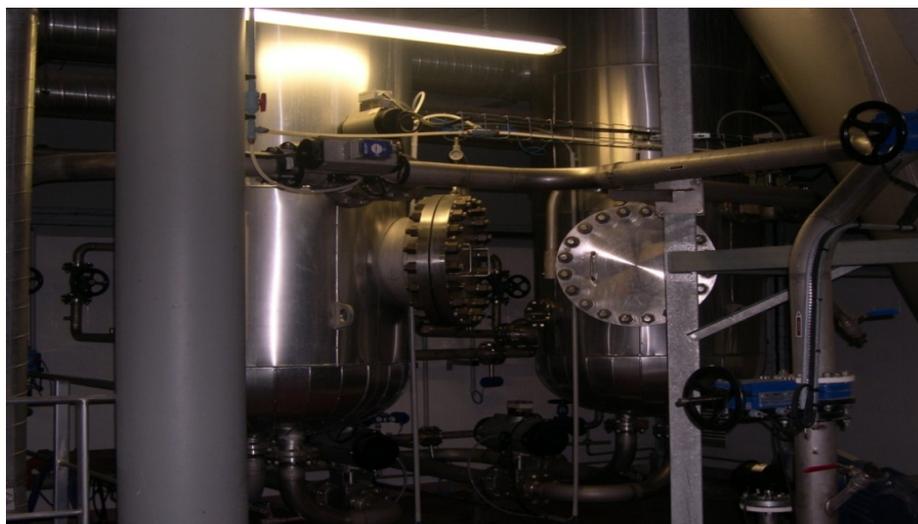
Sotto la tramoggia di accumulo del fango disidratato sono installate le pompe di alimentazione all'idrolisi.

Figura 3.23 - Tramogge di accumulo fango disidratato



La portata della pompa si calcola in modo da poter alimentare tutto il fango in arrivo durante un ciclo di idrolisi durante i due brevi periodi destinati in ogni ciclo al caricamento reattori. Il trattamento di idrolisi termica viene articolato su due serbatoi verticali, operanti in batch.

Figura 3.24 - Reattori di idrolisi



I reattori e tutte le tubazioni caratterizzate da elevata temperatura del fluido circolante (sia esso vapore o fango) saranno ovviamente coibentati, sia per evitare problemi al personale operativo, sia per ridurre la minio le dispersioni termiche e quindi i fabbisogni energetici. In condizioni di normale esercizio, ad ogni ciclo il reattore carico di fango fresco viene preriscaldato con vapore recuperato dal secondo reattore prima dello scarico del fango idrolizzato. In questa condizione di funzionamento il vapore vivo necessario per portare un reattore alle condizioni operative dell'idrolisi (165°C) per circa 30 minuti.

Figura 3.25 - Caldaia a vapore



Durante il primo avviamento, però, il reattore da riscaldare con vapore vivo si trova a temperatura ambiente, in quanto non è disponibile il vapore di recupero dal secondo. Per portarlo in temperatura sarebbe, quindi, necessario prolungare l'iniezione per circa 60 minuti. Per avere la possibilità di accelerare il riscaldamento abbiamo, pertanto, previsto la fornitura di due caldaie che saranno normalmente una di riserva attiva all'altra, mentre, in condizioni di emergenza (riavvio dell'impianto), potranno funzionare contemporaneamente per accelerare al massimo la fase di primo riscaldamento.

Le caldaie a vapore avranno la doppia alimentazione metano e biogas.

Proseguendo la descrizione del ciclo di trattamento, il fango all'uscita dai reattori di idrolisi viene scaricato, per gravità, in un serbatoio orizzontale tampone a pressione atmosferica.

Figura 3.26 - Serbatoio di uscita fango idrolizzato



Questo flusso viene ripreso da due pompe monovite.

Dopo l'idrolisi il fango si trova ad una temperatura di circa 106°C, troppo elevata per il successivo trattamento di digestione mesofila. Per questa ragione si prevede di raffreddare il fango, in uno scambiatore di calore in cui circola acqua di rete.

Il calcolo della temperatura ottimale di alimentazione del fango in digestione viene effettuato tenendo conto dei seguenti aspetti:

- il processo di digestione si svolge a 38°C;
- al fango, già diluito con il vapore, devono essere addizionati di acqua di diluizione;
- per compensare le dispersioni termiche del digestore la temperatura del flusso fango+vapore+acqua scende di circa 6°C.

Figura 3.27 - Raffreddatore



Poiché, però, il bilancio termico varia a seconda delle stagioni al variare della temperatura dell'acqua di rete, delle dispersioni termiche del digestore ecc., si prevede la messa in opera di un sistema di controllo che, a partire dalla temperatura in digestione, regoli la potenzialità dello scambio termico, variando la portata dell'acqua circolante nello scambiatore, fino ad escluderlo del tutto, quando necessario.

La sezione di digestione anaerobica esistente ha un volume sicuramente sovrabbondante rispetto a quello necessario per la digestione mesofila.

Quindi l'intervento di ristrutturazione riguarderà le sole apparecchiature elettromeccaniche. Nel caso in cui si vogliono utilizzare i digestori esistenti o una frazione degli stessi per altri scopi, come ad esempio il trattamento di frazioni organiche di rifiuti, si potrà realizzare un nuovo digestore per la linea Biothelisis.

Performances - Benefici dell'idrolisi termica più digestione anaerobica

	Digestione mesofila	Biothelisis (lisi termica + digestione mesofila)
Temperatura	35 - 38 °C	35 - 38 °C
HRT	21 giorni	15 giorni
Concentrazione fango alimentato	5 - 6%	10 - 13%
Volume (m ³) (per 10t DS/d)	3500 - 4200	1150 - 1500
Carico volumetrico	1,5 - 2 kg VS/m ³ .d	4,0 - 7 kg VS/m ³ .d
Riduzione solidi totali Aerazione prolungata	(25%)	45%
Riduzione solidi totali Fango misto	30%	50%

Referenze reali

IMPIANTO DI DFEPURAZIONE DI SAUMUR

POTENZIALITA' 60.000 A.E. - 1.600 tSST/y

ANNO DI AVVIAMENTO 2006

POTENZIALITA' IDROLISI 1.600 ton/y

2 reattori di TH da 4,6 m³

1 digestore mesofilo da 500 m³

IMPIANTO DI DFEPURAZIONE DI CHATEAU GONTIER

POTENZIALITA' 38.000 A.E. - 1.000 tSST/y

ANNO DI AVVIAMENTO 2007

POTENZIALITA' IDROLISI 1.000 ton/y

2 reattori di TH da 3,1 m³

1 digestore mesofilo da 300 m³

IMPIANTO DI DFEPURAZIONE DI SIVO

POTENZIALITA' 75.000 A.E. - 1.940 tSST/y

ANNO DI AVVIAMENTO 2009

POTENZIALITA' IDROLISI 1.940 ton/y

2 reattori di TH da 5 m³

1 digestore mesofilo da 600 m³

IMPIANTO DI DFEPURAZIONE DI TERGNIER

POTENZIALITA' 60.000 A.E. - 1.600 tSST/y

ANNO DI AVVIAMENTO in costruzione

POTENZIALITA' IDROLISI 1.600 ton/y

2 reattori di TH da 4,3 m³

1 digestore mesofilo da 550 m³

IMPIANTO DI DFEPURAZIONE DI ALSI MONZA

POTENZIALITA' 660.000 A.E. - 15.800 tSST/y

ANNO DI AVVIAMENTO in costruzione

POTENZIALITA' IDROLISI 10.220 ton/y

Idrolisi termica del fango biologico e digestione anaerobica del fango misto

4 reattori da 12,5 m³

1 digestore mesofilo da 7.000 m³

IMPIANTO DI DFEPURAZIONE DI WITRY LES REIMS

POTENZIALITA' 2.500 A.E. - 70 kg SST/d

ANNO DI AVVIAMENTO 2003 prototipo (7.500 a.e.)

POTENZIALITA' IDROLISI 160 ton/y

1 reattore di TH da 0,4 m³

1 digestore mesofilo da 5,5 m³

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.12. Cambi

Descrizione del sistema - La possibilità di ridurre la quantità dei fanghi di supero derivanti dai processi di depurazione biologica delle acque reflue e addirittura la conseguente evenienza di un ritorno energetico, sono circostanze che avrebbero un impatto economico altamente positivo sul costo di gestione degli impianti di depurazione. Il processo brevettato “Cambi” per l'idrolisi dei fanghi (il fango è riscaldato ad una temperatura di 170°C alla pressione di 8 bar per un tempo di circa 45 minuti) consente appunto di ottenere quanto su indicato oltre ad una serie di ulteriori importanti vantaggi.

In sostanza le componenti organiche vengono frazionate e sciolte nell'acqua grazie anche alla rottura delle strutture cellulari del fango stesso: i composti derivanti dal processo (soprattutto acidi organici) sono facilmente e velocemente trasformabili in biogas nei successivi processi di digestione. Il fango trattato risulta inoltre essere completamente sterilizzato e molto più facilmente ed efficacemente disidratabile. In ultima analisi i benefici ottenibili con l'applicazione del processo Cambi sono sintetizzabili come segue:

- maggiore produzione di biogas (fino al 100%);
- riduzione della massa dei fanghi (grazie alla maggiore mineralizzazione ed alla maggiore disidratabilità);
- incremento della capacità di carico dei digestori (2-3 volte in più);
- riduzione sensibile del costo di trattamento e smaltimento fanghi;
- disponibilità di risorse riciclabili (a valle del processo cambi i biosolidi sono molto più facilmente ed efficacemente riutilizzabili);
- rimozione di sostanze pericolose (patogeni e composti ad alto peso molecolare pericolosi);
- impianto compatto e modulare.

Il concetto fondamentale del processo di idrolisi Cambi è quello di trattare il fango, dopo la pre- disidratazione , riscaldandolo e raffreddandolo attraverso il controllo della pressione e della temperatura. Il processo globale è costituito da cinque fasi principali:

- pre-disidratazione e stoccaggio del fango;
- riscaldamento del fango nel pulper;
- idrolisi termica nel reattore;
- raffreddamento del fango idrolizzato prima della digestione anaerobica;
- disidratazione finale del fango digerito.

Nella fase di pre-disidratazione, il fango è disidratato fino ad ottenere una percentuale di sostanza secca variabile tra il 15% e il 20%.

Il fango disidratato è quindi inviato al sito di stoccaggio per il successivo pompaggio al pulper.

Nel pulper il fango è pre riscaldato e/o miscelato con acqua calda ed iniezione di vapore riciclato dai reattori e dal serbatoio flash.

Il fango riscaldato è quindi pompato nel reattore dove avviene l'idrolisi ad alta pressione e alta temperatura.

Durante il processo di idrolisi, i fiocchi di fango e le singole cellule batteriche vengono separate e aperte diventando più facilmente digeribili.

Ne consegue un più elevato potenziale di trasformazione dei solidi volatili e una maggiore stabilizzazione, particolarmente efficace per il fango biologico.

La velocità ed il grado di digestione metanigena sono generalmente limitati dalla fornitura di substrato solubile, specialmente acidi grassi, derivanti dalla acido genesi e dall'idrolisi all'interno del digestore.

L'idrolisi termica produce, in alimentazione al digestore una quantità di substrato solubile maggiore di quella che è normalmente raggiunta all'interno di un digestore tradizionale . Perciò la digestione metanigena è più veloce e produce più biogas.

Inoltre il processo di idrolisi consente il rilascio dell'acqua intra-cellulare, permettendo un successivo elevato grado di disidratazione.

Dopo l'idrolisi, il fango è inviato al serbatoio Flash dove la pressione e la temperatura del fango idrolizzato diminuiscono a causa del flussaggio del vapore al pulper.

Il fango è quindi raffreddato in uno scambiatore di calore prima di passare al processo di digestione anaerobica. L'energia rilasciata dallo scambiatore è usata per scaldare le acque che devono essere fornite allo stadio del pulper e come acqua d'alimentazione per il generatore di vapore.

Il fango idrolizzato è inviato ad un digestore convenzionale ove viene stabilizzato anaerobicamente e viene inviato alla disidratazione finale ove si possono ottenere valori di secco fino al 40%.

Le differenze nel funzionamento rispetto ad un digestore convenzionale sono:

- il calore è fornito dal fango alimentato, in modo da non richiedere altre fonti di calore; il fango alimentato (parzialmente disidratato al 15/20%) , non è viscoso grazie alla distruzione delle cellule e all'idrolisi;
- il digestore funziona con un livello di ammoniaca e acidi grassi più elevato a causa della maggiore concentrazione di solidi disciolti;
- i batteri metani geni hanno una temperatura ottimale di 39°C.

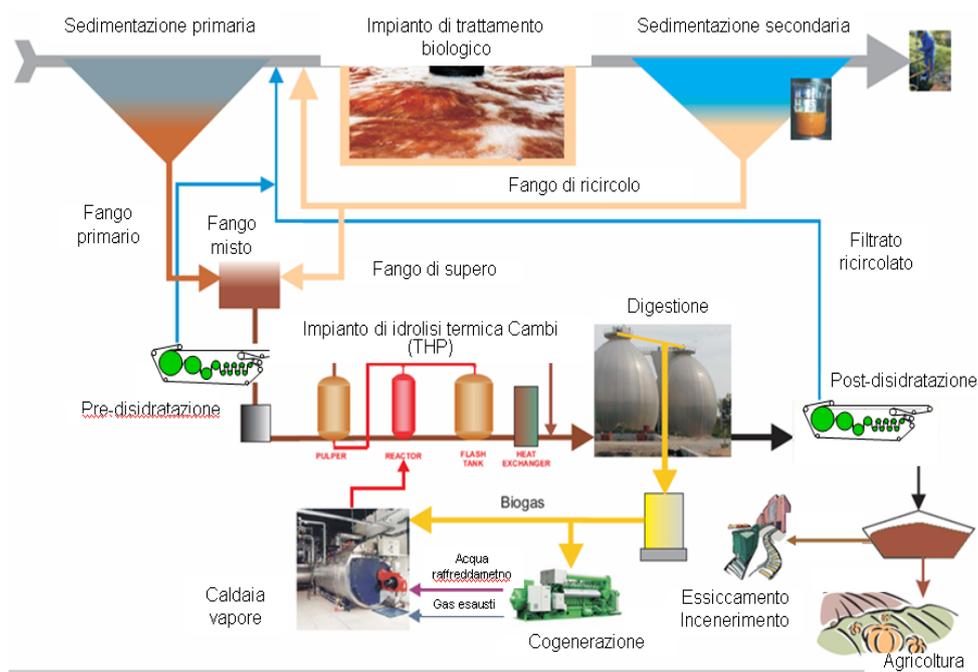
La taglia minima di un impianto Cambi è un sistema ad un singolo reattore con la capacità di 5.000 tonnellate di sostanza secca all'anno, le principali applicazioni sono pertanto i grandi impianti di trattamento acque reflue.

Nella Figura seguente è riportato lo schema di processo CAMBI:

- Fase A: il fango parzialmente disidratato (al 15-20%) è alimentato al pulper;
- Fase B: il fango viene miscelato con vapore ricircolato o con l'acqua fino a raggiungere il 14% di secco;
- Fase C: il fango viene inviato al reattore ove è riscaldato, mediante iniezione diretta di vapore ad una temperatura di 170 °C alla pressione di 8 bar per un tempo di circa 45 minuti determinando la solubilizzazione dei composti organici;
- Fase D: trascorsi 45 minuti, la pressione nel reattore viene bruscamente ridotta a 4 bar;
- Fase E: in tale situazione il fango passa al serbatoio Flash subendo la rottura delle strutture cellulari. Il vapore è ricircolato al pulper;
- Fase F: il fango all'8-10% di secco, in uscita dal serbatoio flash viene inviato alla digestione anaerobica previo passaggio attraverso uno scambiatore di calore per ridurre la temperatura del fango stesso ai valori richiesti dal tipo di digestione;
- Fase G: il fango digerito viene inviato alla disidratazione finale ove si possono ottenere valori di secco fino al 40%.

Grazie al fatto che tutti i reattori e serbatoi sono completamente chiusi e che c'è un rilascio controllato di gas esausti inviati alla specifica sezione di trattamento ed alla digestione, la fuoriuscita di qualsivoglia emissione maleodorante è completamente evitata.

Figura - 3.28 - Schema di processo Cambi



Performances - Le performance di impianto sono funzione del tipo di fango da trattare e, nel caso di impianti esistenti, sono strettamente variabili in funzione delle effettive condizioni di funzionamento impianto. Il processo CAMBI consente comunque:

- la riduzione dei volumi di digestione rispetto a digestione convenzionale: 2 - 3 volte;
- l'incremento nella produzione di biogas rispetto a digestione convenzionale: fino al 50 %;
- la rimozione dei solidi volatili in digestione: attorno al 60%;
- l'aumento del grado di secco conseguibile in disidratazione: fino a 10 punti percentuali;
- la riduzione del volume di fanghi disidratati da inviare a smaltimento finale: fino al 50 %;
- la rimozione di patogeni in digestione: 100 %.

Il sistema si presta perfettamente ad integrazione in impianti esistenti minimizzando l'impatto sugli stessi. L'inserimento del processo CAMBI richiede l'inserimento a monte di una fase di pre-disidratazione e consente a valle:

- la rimozione di eventuale sezione di riscaldamento digestore e possibilità di recupero termico dai fanghi in ingresso alla digestione;
- il maggior carico in digestione e minore volume di digestione;
- la maggior produzione di biogas e la possibile integrazione con sistema di cogenerazione;
- minori dimensioni delle sezioni di trattamento fanghi a valle della digestione.

Referenze reali - Il processo di idrolisi termica della Cambi, rappresentata da SIEMENS S.p.A per il mercato italiano, vanta 18 impianti in funzione e 4 impianti in corso di progettazione e costruzione, per una capacità complessiva di trattamento pari a 417.600 tonnellate di sostanza secca all'anno.

La prima installazione risale al 1995, mentre l'impianto più grande tratta 37.000 tonnellate di sostanza secca anno; è recente l'acquisizione di un ordine per un impianto con potenzialità pari a 91.000 tonnellate di sostanza secca anno.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.13. *Digelis™ Turbo*

Descrizione del sistema - *Digelis™ Turbo* è una digestione amplificata che dopo la disidratazione produce una quantità di fango sterilizzato che è ridotto dalla metà, grazie ad un processo preliminare dell'idrolisi termica applicata al fango misto o biologico. L'idrolisi termica permette la disintegrazione della struttura delle cellule dei batteri e la solubilizzazione degli espolimeri in un prodotto facilmente digeribile. Prima dell'invio al digestore il fango subisce l'idrolisi termica che consiste nel sottoporre il fango, una volta ispessito ed omogeneizzato, all'alta pressione ed alla temperatura.

Ciò avviene in un reattore a °C 165 per 20 - 30 minuti. Il fango sterilizzato in questo modo quindi è trasmesso ad un reattore di riduzione della pressione, in cui la perdita di pressione conduce alla distruzione delle cellule.

Infine, prima dell'invio al digestore, il fango è raffreddato in uno scambiatore termico. I gas prodotti durante questi vari passaggi subiscono il deperimento biologico nel digestore, senza generare odori noiosi. È durante questa fase finale di digestione anaerobica che le sostanze volatili sono convertite in biogas, prima di tutto il metano.

Questo biogas è usato per alimentare il boiler che produce il vapore necessario per il processo e/o per la cogenerazione.

Il fango sterilizzato e digerito ha un grado di secco al 30 - 40% dopo la disidratazione e può essere usato come fertilizzante.

Il vapore per il riscaldamento del fango è fornito in un circuito chiuso dal biogas prodotto tramite il processo o da gas naturale. I cicli di funzionamento sono completamente automatici.

Sulle nuove installazioni il *Digelis™* può ridurre i costi dello smaltimento del fango ed aumentare la produzione del biogas riutilizzabile.

Per progetto di ampliamento degli impianti, il *Digelis™* può essere integrato nel sistema per raddoppiare la capacità dei digestori esistenti e per evitare investimenti in nuove sezioni di incenerimento o di essiccamento.

Figura - 3.29 Schema di processo Digelis™ Turbo

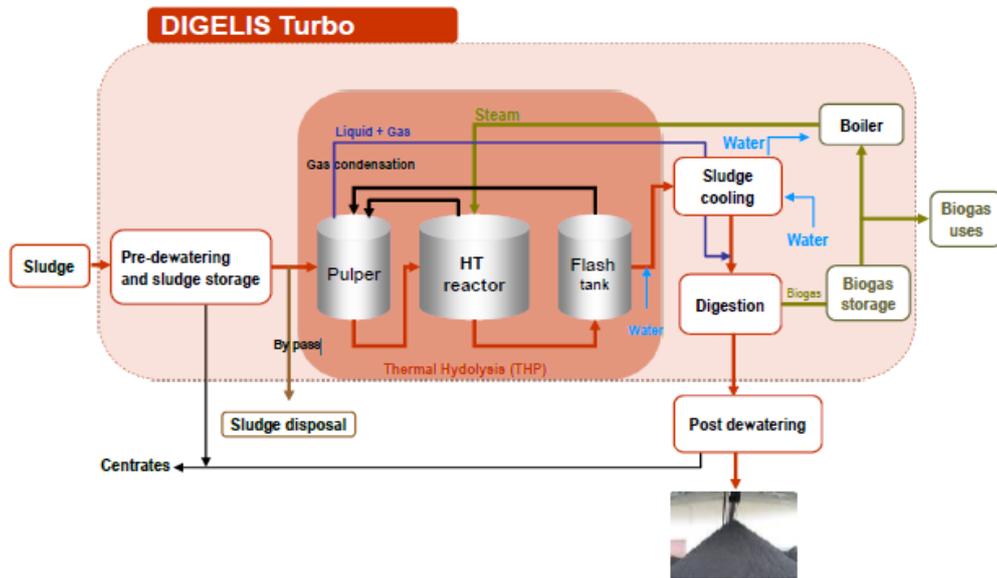


Figura - 3.30 Principio di funzionamento



Performances - Con oltre 12 anni di continuo sviluppo con gli impianti attualmente realizzati che dispongono di un sistema di pompaggio migliorato nelle prestazioni e nei materiali, un semplice ed efficiente impianto di controllo degli odori e l'installazione di una linea di ricircolo dal digestore allo scambiatore di calore che riduce la viscosità, incrementa il pH e mantiene costante il flusso oltre

ad un sistema di dispositivi di sicurezza fanno sì che il processo Digelis Turbo porti ai seguenti principali vantaggi:

- raddoppiare la capacità dei digestori;
- incrementare la produzione di biogas utilizzabile;
- produrre fango disidratato al 30% di secco;
- ridurre i consumi dell'eventuale fase di essiccamento;
- ridurre i costi di movimentazione del fango.

Parameters	DIGELIS Meso (37°C)	DIGELIS Turbo
Retention time	20 days	15 to 20 days
Ratio of digester volume	1	0.5
TS inlet concentration	4 – 6%	9 – 12%
VS Load	2-3 kg/m ³ /day	>5 kg/m ³ /day
pH	6.8-7.5	7.5-8
Extended aeration VS removal	30 to 35%	40 to 45 %
Mixed sludge	45 to 50%	50 to 55 %
Foaming	Possible presence of Nocardia, Microthrix	None

Referenze reali

Customer/project	Location		Capacity (TDS/year)	TYPE	Completed
HIAS (1)	Hamar	Norway	3,600 tonnes	WWTP	1998
Thames Water (2)	Chertsey	UK	9,600 tonnes	WWTP	1999
Borregaard Industries	Sarsborg	Norway	4,000 tonnes	PAPER	2000
The Municipality of Næstved*	Næstved	Denmark	1,600 tonnes	WWTP*	2000
Nigg Bay	Aberdeen	UK	18,500 tonnes	WWTP	2001
"Mjøsanlegget", Biowaste Plant	Lillehammer	Norway	4,600 tonnes	OFMSW	2001
Ringsend Sewage Treatment Works	Dublin	Ireland	38,000 tonnes	WWTP	2002
The Municipality of Fredericia	Fredericia	Denmark	8,000 tonnes	WWTP	2002
Kobelco Eco-Solutions	Niigata	Japan	1,200 tonnes	WWTP	2002
Spolka Wodna Kapusciska	Bydgoszcz	Poland	8,000 tonnes	WWTP	2005
Thames Water	Chertsey	UK	Included in (2)	Operations	2005 - 12
HIAS, thermophilic digester	Hamar	Norway	Included in (1)	New digester	2005
Oxley Creek	Brisbane	Australia	12,900 tonnes	WWTP	2007
Bruxelles Nord	Bruxelles	Belgium	20,000 tonnes	WWTP	2007
Ampverband, Cambi THP-C*	Geiselbullach	Germany	2,000 tonnes	WWTP	2007
HIAS-Upgrade	Hamar	Norway	3,600 tonnes	WWTP	2007
Cotton Valley (Anglian Water)	Milton Keynes	UK	20,000 tonnes	WWTP	2008
Ecopro, multi-waste** plant	Verdal	Norway	8,000 tonnes	OFMSW**	2008

Altri impianti in progetto o in costruzione

Whitlingham WWTW (Anglian Water)	Norwich	UK	19,000 tonnes	WWTP	2008
Bran Sands (Aker-Kværner/NWL)	Tees Valley	UK	37,000 tonnes	WWTP	2008/9
Nigg Bay, upgrade	Aberdeen	UK	4,000 tonnes	WWTP	2008
Biovakka Oy	Åbo/Turku	Finland	14,000 tonnes	WWTP	2008
Palm Jumeirah /Degremont (LOI)	Dubai	UAE	25,000 tonnes	WWTP	2009
Vilniaus Vandens/Vilnius Water Co.	Vilnius	Lithuania	23,000 tonnes	WWTP	2009

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.14. Ossidazione In Fase Umida

3.3.15. Zimpro

Descrizione del sistema - Il primo processo commerciale di ossidazione a umido è stato brevettato da Zimmermann nel 1954 per una società del gruppo Vivendi e ha assunto il nome di processo Zimpro®. Il trattamento di mineralizzazione si effettua con aria, a una temperatura di 250-270 °C e a una pressione di 85-120 bar.

Da allora si contano decine di installazioni in tutto il mondo del processo di ossidazione a umido brevettato che ha trovato numerose applicazioni su impianti di diversa potenzialità non sempre con successo a causa dei problemi che si possono presentare per la corrosione all'interno dei tubi e per le incrostazioni sul lato mantello dello scambiatore fango/fango utilizzato per il preriscaldamento del fango, a spese del calore sensibile dei fanghi trattati.

Il processo consiste nell'ossidazione ad elevata temperatura (fino a 300 °C) e sotto pressione (7-12 MPa) della sostanza organica presente in soluzione o in forma particellata; l'abbattimento può raggiungere valori anche molto elevati (fino all'80-90 %) tale da fare assimilare l'ossidazione ad umido all'incenerimento. Il processo può avvenire anche a valori più bassi di temperatura e pressione (190°C e 2,8 MPa) ma con minori efficienze.

I vantaggi del processo consistono nella maggiore garanzia relativamente alle emissioni gassose rispetto all'incenerimento, soprattutto per quanto riguarda i microinquinanti organici e nelle ottime caratteristiche di disidratabilità del fango

derivante dal trattamento che può essere smaltito come materiale inerte e non putrescibile.

Un'elaborazione del processo prevede l'utilizzazione di un pozzo profondo di diametro 40-45 cm e profondità 1.200 - 1.500 m dove sono alloggiati una serie di tubi verticali concentrici. I fanghi al 2-5 % in solidi sono pompati insieme all'aria e all'ossigeno in un tubo anulare centrale, percorso per tutta la lunghezza in senso verticale.

Il processo è avviato riscaldando il reattore attraverso uno scambiatore tubolare anch'esso alloggiato nel pozzo in posizione centrale. L'ossidazione comincia ad avere luogo quando la temperatura raggiunge 175 °C . successivamente temperatura e pressione continuano ad aumentare raggiungendo i valori massimi sul fondo (rispettivamente 275 °C e 10 MPa). Il fango trattato risale quindi in superficie attraverso il tubo anulare esterno e cede il calore sensibile al fango che scende. Le esperienze preliminari condotte dall'EPA hanno evidenziato che a temperature massime di 260 °C e con i tempi di permanenza nel reattore di 30 minuti è possibile giungere ad abbattimenti di COD del fango vicini al 50 %. Tali abbattimenti superano anche l'80 % con lo stesso tempo di permanenza a temperatura di 340°C. L'ossidazione della sostanza organica produce un gas ricco di CO₂ e CO. Dopo ossidazione catalitica di CO a CO₂ l'effluente gassoso è inviato in atmosfera. L'effluente del processo contiene ancora circa il 30 % di sostanza organica inizialmente contenuta nel fango ed un contenuto significativo d'azoto. I solidi residui sono pressoché inerti costituiti da carbonati, silicati, fosfati e dai metalli pesanti presenti nel fango da trattare. Questi metalli si trovano generalmente in forma non lisciviabile dal momento che essi sono convertiti in ossidi durante il processo. È possibile recuperare energia sotto forma di acqua calda.

Performances - Questo processo può essere applicato sia per il trattamento di acque di scarico industriali fortemente contaminate da carico organico con COD superiore a 10.000 mg/L, sia ai fanghi di depurazione. Secondo la società Greeneagle il trattamento è più drastico per le acque (temperature di esercizio del reattore 300°C) rispetto ai fanghi (250 °C). L'abbattimento di COD per le acque di scarico è del 60-70 %; per i fanghi si ottiene un abbattimento di SV del 92 -98 %. Con il primo scambiatore è possibile riscaldare la carica da trattare fino a 180-200 °C, con il secondo scambiatore ad olio diatermico si porta l'alimentazione alla temperatura di esercizio del reattore. Per il trattamento dei fanghi non sono utilizzati scambiatori ma nel reattore è alimentato direttamente il vapore di fash prodotto nel separatore integrato da vapore prodotto a 60 bar e 275°C. I fanghi devono essere alimentati ad una concentrazione del 3%.

Referenze reali - La più grande unità Zimpro® attualmente in servizio per il trattamento dei fanghi si trova nel New Jersey.

La tecnologia d'ossidazione in fase umida con pozzo profondo, è stata per la prima volta utilizzata su scala dimostrativa sul piccolo impianto di Longmont negli USA nel 1984 e 1985. La prima applicazione commerciale è stata installata ad Apeldoorn nei Paesi Bassi nel 1992 dalla società Vertech Treatment System

b.v. . L'impianto ha una potenzialità di 62 t/di secco/d ed opera con ossigeno puro raggiungendo un abbattimento di solidi volatili del 96,5%.

Dopo il superamento dei primi problemi di intasamento del reattore, dovuti alle incrostazioni della parte discendente del reattore, l'impianto è stato messo a regime nel 1994. Le informazioni disponibili riportano che l'impianto è posto fuori servizio per un giorno la settimana per consentire il lavaggio acido per rimuovere le incrostazioni.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.16. ATHOS

Descrizione del sistema - Un processo di ossidazione ad umido è attualmente commercializzato dalla società Siba SpA. Si tratta di un'evoluzione del processo Zimpro. Il processo avviene a 250 °C e 54 bar con ossigeno puro.

I fanghi sono alimentati al 4-7 % di secco. I fanghi ispessiti sono alimentati al reattore con una pompa ad alta pressione. L'ossigeno è iniettato mediante un eiettore posto sulla linea di riciclo dei fanghi estratti dal reattore.

La portata di ossigeno è regolata in modo da mantenere il rapporto COD in ingresso/O₂ alimentato pari a circa 1 kg/kg. Il reattore è dimensionato per assicurare un tempo di permanenza dei fanghi di circa 1 h.

L'agitazione all'interno del reattore è assicurata dalla portata dei fanghi di ricircolo. La pressione è regolata agendo sulla valvola d'uscita dell'effluente gassoso. Il processo può avvenire in condizioni più blande di temperatura a 250 invece che a 285 °C, ricorrendo ad un canalizzatore a base di solfato di rame. La miscela in uscita dal reattore si presenta come una sospensione liquido-liquido ad una concentrazione di max 10 g/l.

La sostanza organica presente inizialmente nel fango si ossida per circa l'80% e si solubilizza per il restante 20 % . L'azoto organico si trasforma in NH₃ che strappa nella corrente gassosa in uscita e deve essere catturata nel trattamento dei gas. Lo zolfo ed il cloro sono trasformati in solfati e cloruri ed il fosforo precipita come fosfato. Il trattamento dei gas di reazione è realizzato mediante combustore termico funzionante a circa 800°C. Il riscaldamento del fango alla temperatura di reazione è assicurato da una batteria di scambiatori percorsi da acqua, la cui temperatura passa da 90 (uscita riscaldamento fanghi) a 250 °C (uscita caldaia).

Negli scambiatori il fango passa nei tubi ad elevata velocità per evitare la formazione di incrostazioni. Il residuo solido, estratto dal decantatore è inviato alla disidratazione meccanica per filtrazione dove si ottiene un pannello ad una concentrazione di secco di oltre il 50%.

Il primo impianto che utilizza il processo Athos è stato realizzato a Trucazzano: tratta i fanghi prodotti dallo stesso impianto oltre a quelli degli impianti di Vimercate e Cassano per una potenzialità totale di 135.000 A.E.I fanghi provenienti da Vimercate e da Cassano sono conferiti ad una concentrazione del 18% di secco e sono miscelati a monte del processo con i fanghi di Trucazzano al 4,8 % per ottenere un fango miscelato al 7,6%.L'ossidazione per via umida consiste nel mettere in contatto un effluente, mantenuto in fase liquida ad alta pressione ed alta temperatura, ed un gas ossidante, allo scopo di trasformare per ossidazione la maggior parte dei composti organici in un flusso gassoso pulito, un liquido ed un solido essenzialmente inerte.Le condizioni operative praticate sono abbastanza ampie: per la temperatura da 250 a 300°C, per la pressione da 70 a 150 Bar, il tempo di contatto da 15 a 120 minuti. Il gas ossidante può essere l'aria o l'ossigeno. Lo schema di processo è riportato in (Fig. 3.31).

Figura 3.31 - processo ATHOS®

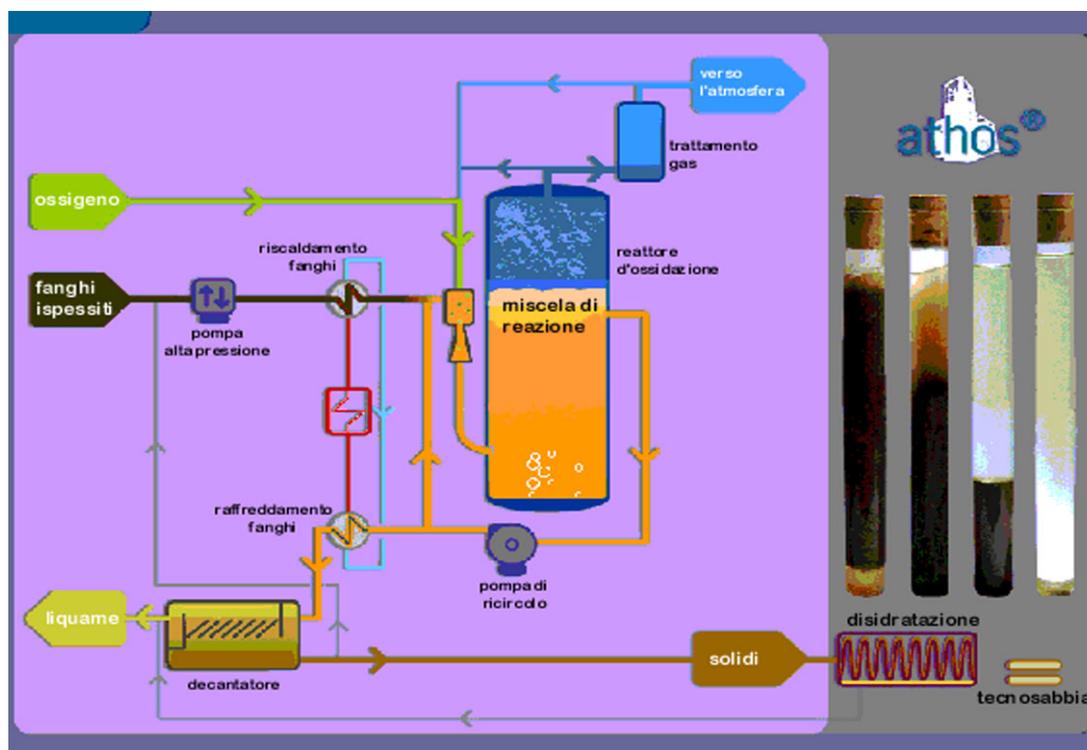


Sotto l'effetto combinato di una temperatura di circa 250°C; di una pressione di circa 54 bar (più bassa quindi dei normali processi di ossidazione ad umido) e dell'ossigeno iniettato, i fanghi, mantenuti allo stato liquido, vengono trasformati in un effluente gassoso pulito, che non contiene né polveri né gas acidi né diossine e la cui debole quantità di CO₂ non genera problematiche collegate con l'effetto serra; un liquido essenzialmente organico, biodegradabile; un minerale solido, detto "tecnosabbia", totalmente inerte e valorizzabile ad esempio nelle produzioni di laterizi e pavimentazioni tecniche.ATHOS® tratta fanghi (ed alcuni rifiuti industriali) allo stato liquido. I fanghi trattati possono essere di qualsiasi tipo - primari, biologici, misti, digeriti, urbani o industriali. L'ossidazione in ambiente acquoso evita l'evaporazione dell'acqua ed il calore liberato dall'ossidazione delle materie organiche consente di raggiungere l'equilibrio termico del sistema con fanghi ispessiti a circa 40-70 g/l di materia secca (ossia una siccità dell'ordine dal 4 al 7%).

ATHOS® elimina quindi i problemi di gestione delle unità di disidratazione o di essiccamento, a volte poste a monte delle unità di incenerimento dei fanghi. Il principio di funzionamento del processo ATHOS® è semplice. I fanghi ispessiti vengono introdotti nel reattore a mezzo di una pompa ad alta pressione. L'ossidazione viene realizzata attraverso il contatto dei fanghi con l'ossigeno. A seconda delle dimensioni degli impianti, l'ossigeno viene fornito da uno stoccaggio sotto forma liquida oppure viene prodotto sul posto dall'aria. L'ossigeno viene iniettato in tutta sicurezza con l'aiuto di un idroeiettore installato sul circuito dei fanghi di ricircolo del reattore. La portata è controllata in funzione della portata di alimentazione dei fanghi e del loro COD iniziale. La quantità di ossigeno iniettata è determinata in modo tale da mantenere un rapporto di circa 1 kg di ossigeno per ogni kg di COD in entrata. Il reattore è dimensionato su un tempo di permanenza idraulico dei fanghi di circa 1 ora. Al suo interno la miscelazione è assicurata dalla portata dei fanghi di ricircolo, iniettati al centro del reattore grazie ad un'opportuna tubazione.

All'interno del reattore non vi sono quindi organi in movimento, e questo ne semplifica la manutenzione. La pressione viene mantenuta costante nel reattore tramite l'evacuazione dei gas di reazione che vengono man mano prodotti. Il fatto che si utilizzi una bassa temperatura impedisce la formazione di composti come le diossine e i furani. Una parte della miscela di reazione viene estratta dal reattore, raffreddata e successivamente separata in due fasi in un decantatore. L'altra parte viene rimessa in circolo all'entrata del reattore e miscelata con i fanghi ispessiti

Figura 3.32 - trattamento fanghi



I gas prodotti durante le reazioni di ossidazione contengono vapore acqueo, diossido di carbonio, azoto molecolare, ammoniaca estratta dall'ambiente acquoso, monossido di carbonio e tracce di composti organici volatili.

Contrariamente ai fumi emessi da un inceneritore, questi gas non contengono né polveri né gas acidi. Infatti questi ultimi vengono intrappolati direttamente nel reattore sotto forma di sali solubili o di residui minerali.

Il trattamento dei gas di reazione mediante combustore termico funzionante a circa 800 °C consente di ossidare i Composti Organici Volatili, il monossido di carbonio e l'ammoniaca contenuti nel gas di reazione.

Una volta stabilito il funzionamento a regime, la reazione di ossidazione sviluppa calore che mantiene la miscela di reazione in temperatura e serve a preriscaldare i fanghi ispessiti prima della loro introduzione nel reattore.

Il fango in uscita dal reattore viene raffreddato in scambiatori termici e il calore recuperato consente, come già accennato, di riscaldare i fanghi da trattare, in modo che il sistema sia autosufficiente dal punto di vista energetico. Nel sistema ATHOS® il trasferimento del calore viene realizzato non da fango a fango, come negli altri processi di ossidazione a umido, ma tramite un fluido refrigerante (acqua per esempio) che opera tra 90 e 220°C.

Una caldaia assicura il riscaldamento del reattore nel momento dell'avviamento dell'unità. Agendo sul circuito del fluido refrigerante, essa mantiene la temperatura di reazione in caso di riduzione del carico organico all'entrata del sistema.

Il sistema si regola autonomamente effettuando un controllo sulla temperatura del fango in uscita dal reattore e sulla temperatura del fluido refrigerante.

Gli scambiatori utilizzati sono di tipo "multitubolare". I fanghi sono veicolati in tubi a forte velocità per evitare i rischi di incrostazioni.

Tali accorgimenti consentono di mantenere le prestazioni degli scambiatori su durate di funzionamento almeno 20 volte superiori a quelle degli altri processi di ossidazione ad umido.

I fanghi estratti dal reattore vengono raffreddati ulteriormente in un nuovo scambiatore termico prima di essere introdotti in un decantatore.

Il decantatore è di tipo lamellare. Le piastre inclinate a 60° consentono di ottenere un liquido a meno di 500 mg/l di SS e di raggiungere per la fase minerale una concentrazione compresa tra 70 e 100 g/l. La soluzione acquosa recuperata nella parte alta del decantatore contiene una carica organica solubile facilmente biodegradabile (acidi acetici, acidi grassi, alcool). Essa viene reintrodotta in testa all'impianto di depurazione delle acque insieme al filtrato di disidratazione del residuo solido per essere eliminata biologicamente. Essa può anche rappresentare una fonte carbonacea necessaria ai processi di denitrificazione o di defosfatazione biologica in sostituzione, per esempio, del metanolo.

Dal decantatore viene estratto anche un residuo solido sotto forma di una sospensione a 100 g/l, che viene parzialmente riciclata nel reattore. Ciò consente di aumentare il tempo di contatto dei solidi svincolandolo dal tempo di permanenza idraulico. L'altra parte viene agevolmente disidratata tramite filtrazione.

Il risultato finale è un materiale solido che viene definito “tecnosabbia”, che presenta una siccità, dopo il solo trattamento di disidratazione, che varia dal 65 al 70%.

La tecnosabbia è valorizzabile, ad esempio, nell’industria del cemento o nell’ambito dei ripristini ambientali di cave, scarpate stradali ecc. I metalli pesanti che potevano essere contenuti inizialmente nei fanghi sono fissati nella tecnosabbia sotto una forma non lisciviabile, per cui il processo ATHOS® non richiede assolutamente che il fango in ingresso sia idoneo allo smaltimento in agricoltura, ma è adatto, come già detto, a qualsiasi tipo di fango.

Applicabile a tutti i tipi di fanghi (e ad alcuni reflui industriali liquidi), ATHOS® è adatto per qualsiasi impianto, o insieme di impianti, di capacità superiore a 30.000 abitanti equivalenti. È una tecnologia pulita. Alla fine tutti gli elementi costitutivi del fango sono riciclati, valorizzati o reintrodotti nell’ambiente naturale senza nuocere minimamente e senza alcun trattamento complementare.

Le condizioni operative moderate del sistema e le caratteristiche specifiche di funzionamento del processo consentono un’elevata automazione degli impianti assicurando una gestione semplice delle apparecchiature e la loro durata nel tempo; contribuiscono, inoltre, a limitare i costi di gestione dell’impianto (energia, reagenti). La regolazione di uno o più parametri come il tempo di permanenza dei fanghi, la temperatura, o il rapporto ossigeno/COD autorizza variazioni di portata e di composizione in entrata. Questo processo funziona continuamente ed offre il vantaggio di una grande facilità di gestione.

Nel caso dell’ossidazione per via umida, l’equilibrio termico del sistema è ottenuto con fanghi semplicemente ispessiti (essi non necessitano quindi né di disidratazione né di essiccamento preliminare).

La compattezza del sistema, per impianti di capacità media, consente una concezione modulare delle apparecchiature sotto forma di moduli prefabbricati. Per impianti di grandi dimensioni, ATHOS® può essere installato su una intelaiatura metallica all’interno o all’esterno di una costruzione.

Questi moduli a struttura metallica sono facilmente trasportabili su camion.

Una volta arrivati sul cantiere vengono assemblati su una semplice base in cemento. Il tempo di montaggio è quindi ridotto evitando così i problemi relativi ai lunghi tempi di lavoro. La sovrapposizione dei moduli consente di avere un minimo ingombro al suolo. Per esempio, un impianto di circa 50.000 abitanti equivalenti necessita di un’area di 500 m² ivi compresi stoccaggio dell’ossigeno ed apparecchiature di disidratazione.

Performances - Per ottimizzare i parametri di funzionamento è stato studiato l’impiego di diversi catalizzatori, il migliore dei quali si è rivelato essere il solfato di rame, che consente di ottenere a 250°C lo stesso abbattimento di COD che si avrebbe a 285°C in assenza di catalizzatore. L’effetto catalitico del solfato di rame consente essenzialmente di accelerare la trasformazione dei composti organici in acido acetico.

La miscela di reazione del reattore si presenta sotto forma di una sospensione liquida-solida di una concentrazione di massimo 10 grammi/litro di materia secca per litro. Questa miscela è essenzialmente composta dalla parte minerale dei

fanghi. Infatti, nel corso delle reazioni di ossidazione, la materia organica dei fanghi viene trasformata per l'80% in elementi minerali (diossido di carbonio, carbonati) e per il 20% in prodotti organici solubili e facilmente biodegradabili (acido acetico, acidi grassi, alcool).

L'azoto organico viene trasformato in ammoniaca, a sua volta strippata dalla corrente gassosa dei gas di reazione ricircolati nel reattore per essere poi trasformata in azoto molecolare in un successivo stadio di trattamento.

L'efficienza di abbattimento dell'azoto arriva quindi al 70% circa.

Per quanto riguarda gli altri composti, lo zolfo ed il cloro vengono ossidati in solfati e cloruri; il fosforo viene precipitato sotto forma di fosfati; tutti i composti indesiderati o maleodoranti come gli HAP, PCB, idrogeno solforato, mercaptani, ammine e aldeidi vengono distrutti e i metalli pesanti vengono precipitati nella fase minerale sotto una forma non lisciviabile.

Al contrario di una disidratazione su fanghi non trattati, la filtrazione dei fanghi estratti dal decantatore lamellare non richiede nessuna aggiunta di polimeri o di coagulanti. La potenzialità della sezione di disidratazione a valle di ATHOS® è del 70% inferiore a quella che si avrebbe in coda ad un normale processo di depurazione.

Referenze reali - L'impianto di Truccazzano

Il primo reattore di ossidazione ad umido ATHOS® è installato in Italia presso l'impianto di trattamento delle acque di Truccazzano, grazie ad un progetto finanziato dalla IDRA S.p.A.

L'impianto ATHOS® in questione tratta i fanghi provenienti dagli impianti di depurazione di Vimercate e Cassano, oltre a quelli provenienti dall'impianto di Truccazzano.

L'impianto è installato all'interno di un capannone di due piani ed occuperà una superficie di circa 630 m².

I dati di partenza per il dimensionamento dell'impianto sono stati forniti dall'Ente Appaltante relativi alla produzione di fango all'anno 2000 ed a quella ipotizzata per l'anno 2005.

I dati sono riassunti nella seguente tabella.

Tabella 3.8 - ANNO 2000

Impianto	Vimercate	Truccazzano	Cassano	1	TOTALE
Potenzialità [A.E.]	65.000	55.000	15.000		135.000
Fango disidratato [mc/anno]	3.500	5.000	800		9.300
Concentrazione [kgSST/m ³]	180	190	190		186
Sostanza secca [kg/anno]	630.000	950.000	152.000		1.732.000
Frazione volatile [%]	55	55	48		54
Sostanza volatile [kg/anno]	346.000	523.000	73.000		942.000

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.17. VITECH GRANIT TECNOSABBIA

Descrizione del sistema - Il processo è stato sviluppato per il trattamento di fanghi di depurazione e acque reflue industriali con un alto contenuto di inquinanti organici difficilmente degradabili.

Questo sistema di ossidazione è basato su un processo continuo di degradazione della sostanza organica ed inorganica.

La reazione si svolge in fase acquosa senza l'utilizzo di prodotti chimici e/o catalizzatori, ad alta temperatura e ad alta pressione in presenza di ossigeno puro o aria in assenza di combustibile.

La reazione provoca calore ed i prodotti risultanti sono anidride carbonica (CO₂), acqua (circa 70-85%), componenti organiche interamente biodegradabili (liquidi) che possono tornare nel digestore anaerobico per produrre biogas ed eventualmente un residuo minerale destinato alla valorizzazione o allo smaltimento.

Le proporzioni di questi componenti dipendono dalla composizione delle acque reflue che sono da trattare e dai parametri di sfruttamento pressione/temperatura che sono ottimizzati in funzione del risultato ricercato.

Con il processo di ossidazione per via umida possono essere trattate tutte le acque reflue con un contenuto di COD variabile tra 20 e 120 g/l di sostanza organica.

Il grado di abbattimento delle sostanze organiche può variare tra il 70% e oltre il 99,5%. L'energia generata dalla reazione di ossidazione può essere recuperata sotto forma di acqua calda o di vapore industriale. Il sistema non dà luogo ad emissione di gas tossici.

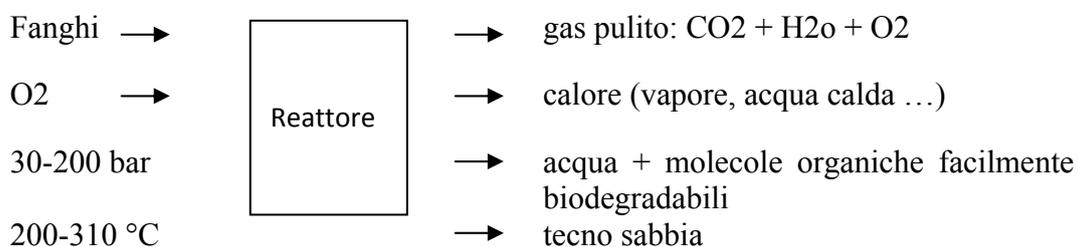
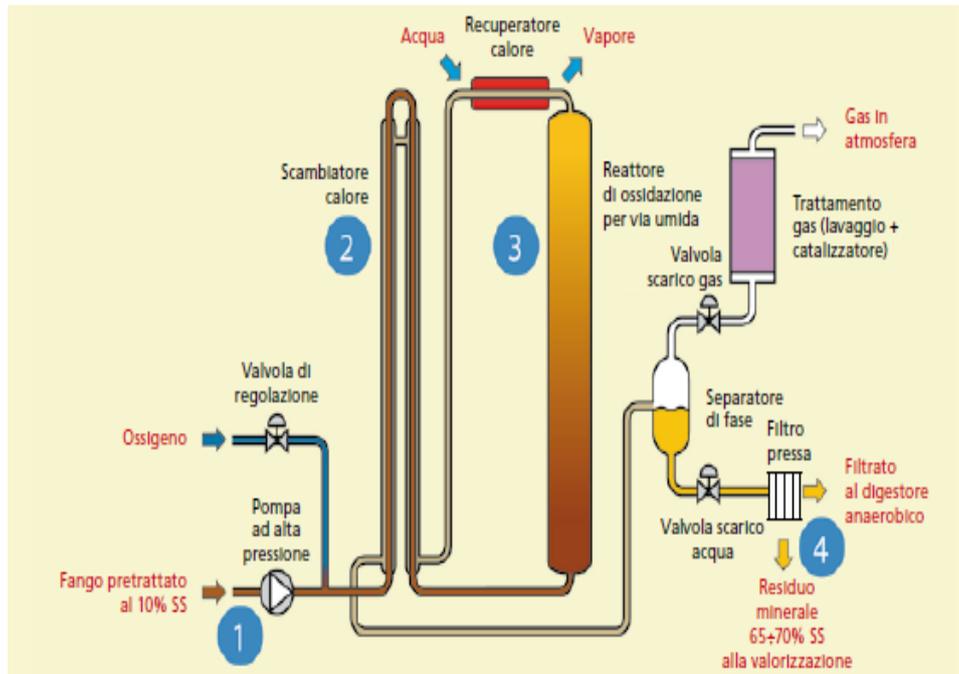


Figura 3.33 - Schema Reattore



I fanghi provenienti dagli impianti di depurazione vengono equalizzati e portati ad una concentrazione di sostanza secca intorno al 10%.

I fanghi così pretrattati vengono pompati per mezzo di una pompa ad alta pressione nello scambiatore di calore con una pressione di circa 80 -100 bar.

L'ossigeno puro viene inserito e miscelato ai fanghi a monte dello scambiatore termico. La miscela fanghi e ossigeno fuoriesce dallo scambiatore ad una temperatura sufficiente per attivare la reazione.

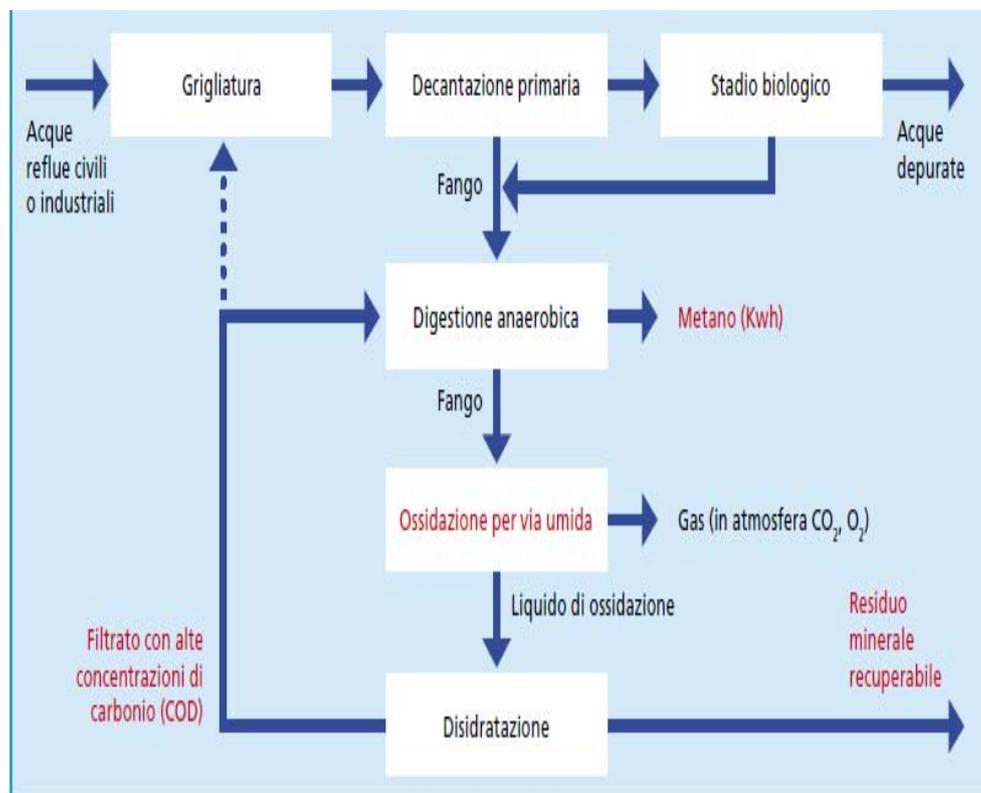
Nel reattore ha luogo l'ossidazione ad una temperatura di circa 300°C. il liquido di ossidazione in uscita dal reattore viene convogliato allo scambiatore termico per riscaldare il materiale in ingresso.

All'uscita dello scambiatore la miscela ossidata viene così raffreddata e convogliata nell'unità di separazione di fase dove viene separata la fase gas da quella liquida. Il gas estratto viene trattato attraverso un catalizzatore e quindi scaricato in atmosfera.

Il liquido condensato viene inviato all'unità di separazione del residuo minerale. Questo viene quindi separato dalla fase liquida attraverso una filtropressa che permette di aumentare il contenuto di sostanza secca del fango al 70%.

Il liquido ottenuto con COD>20.000 p.p.m. viene inviato alla digestione anaerobica per la produzione di CH₄ (metano) e quindi energia elettrica e termica.

Figura 3.34 - Schema di processo



Performances - Un impianto con Wet oxidation in funzione dal 2004 presso le cartiere Leman a Thonon (F) e tratta una portata volumetrica di 2,5 mc/h con un COD in ingresso compreso tra 85 e 92 g/mc; la potenzialità dell'impianto in termini di sostanza secca totale trattata (SST in ingresso - 4 %) è pari a 2.200 ton SST/anno, di cui solo il 2% imputabile a sostanza inorganica.

Proprio per le caratteristiche della matrice da trattare, l'agente ossidante utilizzato in questo caso è aria compressa, fornita in quantità pari a 1.200 Nmc/h.

La pressione di esercizio è circa 200 bar mentre la temperatura del liquor in uscita dalla colonna di ossidazione è solitamente compresa tra 280 e 300 °C il residuo solido inerte prodotto su base annua è trascurabile (meno di un container all'anno).

Il rendimento di abbattimento del COD è del 90% ; l'effluente liquido prodotto viene avviato a trattamento biologico presente presso lo stabilimento.

Per quanto concerne gli effluenti gassosi, anche in questo caso il post trattamento prevede la combustione in reattore catalizzato.

Figura 3.35 - Bilancio di massa

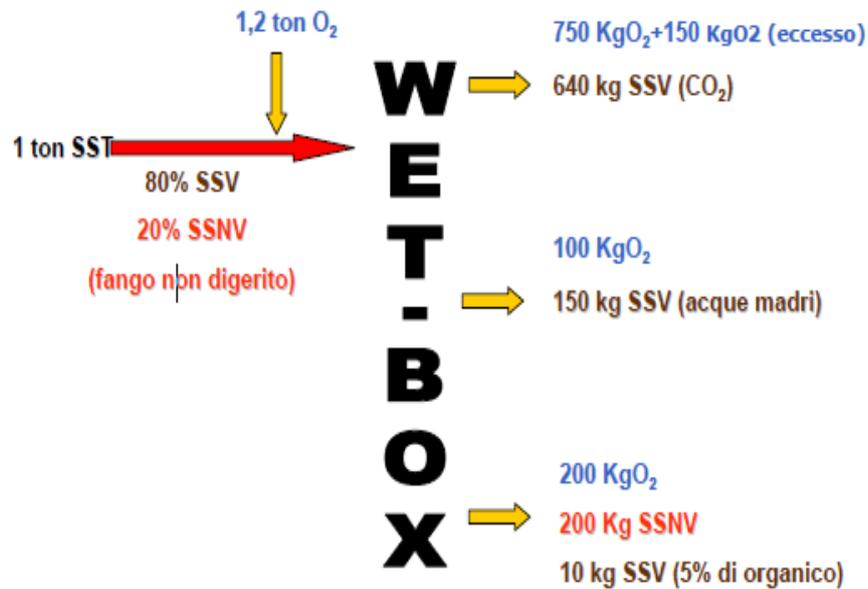


Figura 3.36 - Comparti impianto

➔ **1° COMPARTO BASSA PRESSIONE**

Tramoggia di carico
Unità di filtrazione
Serbatoi di accumulo

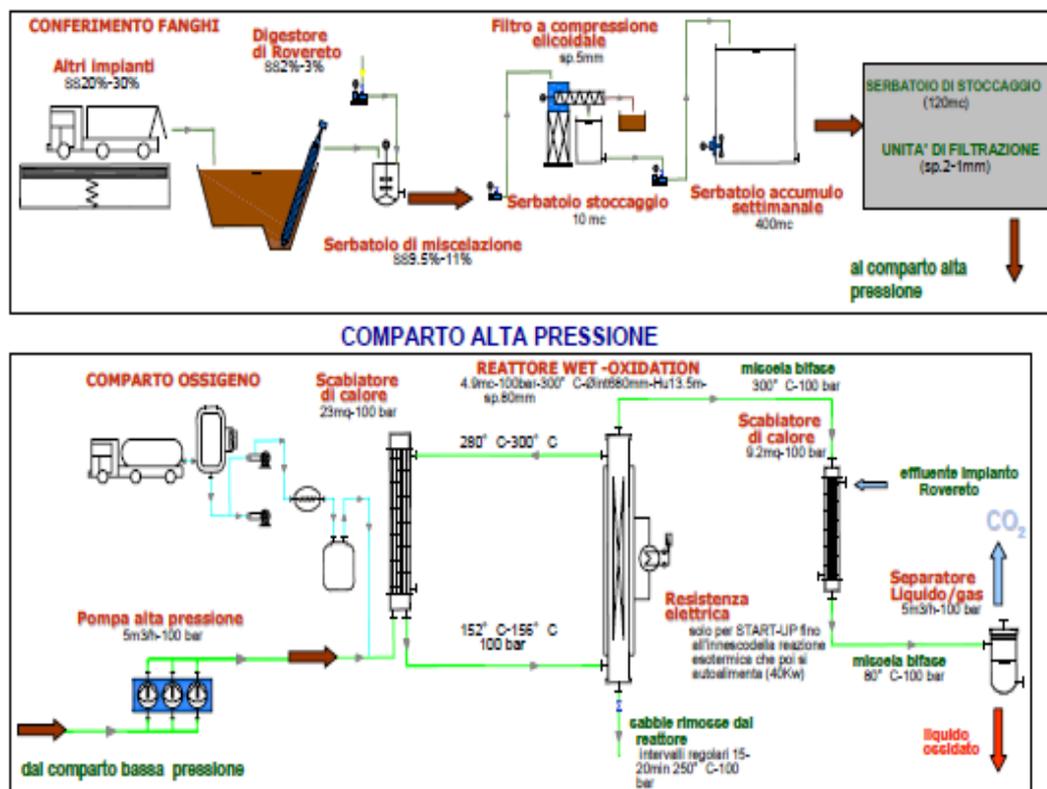
➔ **COMPARTO ALTA PRESSIONE**

Gruppo pompe alta pressione
Comparto ossigeno
Scambiatori di calore
Reattore WET-OXIDATION
Separatori liquido gas, colonne di lavaggio

➔ **2° COMPARTO BASSA PRESSIONE**

Serbatoio di decantazione
Filtropressa
Colonne di lavaggio basico ed assorbimento acido
UASB, gasometro, cogeneratore

Figura 3.37 - Schema di flusso



Referenze reali

IMPIANTO ROVERETO (TN):

- portata massica di sst= 3.300 tsst/anno;
- portata giornaliera di sst= 10 tsst/giorno - (330 giorni funzionamento anno);
- frazione volatile in ingresso = 72% (max valore dichiarato dalla provincia di TN);
- frazione volatile in uscita \leq 5% (valore richiesto dalla provincia di TN);
- portata in ingresso al reattore= 5 mc/h (p=100bar - 300°c);
- ossigeno = 4000 tonn O₂/anno;
- liquido ossidato = 120m³/d (34 kgsst/m³) →95% (inorganico) 5%(organico);
- UASB = CODIN20gr/l → CODOUT4gr/l (abb 80%) ;
- BIOGAS 850Nm³/d → 2100Kwh/d.

IMPIANTO DI THONON (FRA)

IMPIANTO DI ORBE (SUI)

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.3.18. DUAL TOP

Descrizione del sistema - Si tratta di un nuovo processo di Wet Oxidation sviluppato da 3V Green Eagle come proposta innovativa nel trattamento dei fanghi biologici di supero; esso unisce infatti al già consolidato processo TOP Fanghi la possibilità di pre-trattare mediante ossidazione ad umido anche acque di rifiuto attraverso un unico impianto di ossidazione.

3V Green Eagle ha chiamato questo processo DUAL Top; la tecnologia DUAL Top consente di trattare i fanghi biologici di supero, riducendoli alla sola frazione inorganica, e di pre-trattare acque di rifiuto refrattarie alla degradazione biologica rendendone il COD residuo altamente biodegradabile, come tipico per i processi di ossidazione ad umido.

L'impianto TOP-Fanghi realizza la "Wet-Oxidation" dei fanghi risultanti dagli impianti biologici di depurazione delle acque, con ossigeno puro ad alta temperatura e alta pressione (T.O.P. è infatti l'acronimo di Temperature Oxygen and Pressure).

I fanghi sono alimentati all'impianto ad una concentrazione di sostanza secca compresa fra il 6 e il 10 % (mediamente 8%) in modo da avere una concentrazione di sostanza organica ossidabile abbastanza alta e mantenere una buona pompabilità. Questa concentrazione può essere raggiunta con l'impiego di ispessitori dinamici senza ricorrere alla filtrazione.

Nel corso della reazione di ossidazione le molecole complesse sono trasformate in anidride carbonica, acqua e molecole organiche semplici (alcoli, acidi alifatici etc.), le sostanze alogenate formano i corrispondenti alogenuri di sodio, quelle solforate producono solfati e i composti organici azotati danno luogo ad ammoniaca e/o nitrati. Le sostanze inorganiche restano praticamente invariate, gli ioni metallici possono trasformarsi nei corrispondenti ossidi.

L'effluente, dopo sedimentazione e filtrazione, consiste in un residuo inorganico e in un refluo acquoso totalmente biodegradabile da riciclare all'impianto di depurazione biologica.

I gas scaricati dall'impianto sono esclusivamente l'anidride carbonica prodotta in reazione e l'ossigeno alimentato in eccesso.

La quasi totalità degli impianti biologici di depurazione sono già dotati di sezioni di filtrazione o centrifugazione che concentrano il fango fino al 20% di sostanza secca, o più. Per questi impianti adottare la "TOP-Fanghi Wet-Oxidation" comporta sostituire le centrifughe (o i filtri) con ispessitori dinamici oppure miscelare in un "pulper" fango centrifugato (a ca. 20%) con fango ispessito (a ca.3%) per ottenere un fango con l'8-10% di sostanza secca da

alimentare all'impianto TOP Fanghi In ogni territorio vengono prodotte acque reflue che per le loro caratteristiche di alta concentrazione di COD, biorefrattarietà, o addirittura biotossicità, potrebbero vantaggiosamente essere pretrattate in un impianto di "Wet-Oxidation" prima di essere avviate alla depurazione biologica.

L'impianto DUAL Top realizza la "Wet-Oxidation" simultanea dei fanghi biologici e delle acque reflue. Questo impianto è alimentato con una miscela preparata in un "pulper" di fango centrifugato o filtrato (a ca.20-25% di sost.secca) con acque reflue di varia provenienza. I rapporti ponderali tra fango centrifugato ed acqua inquinata debbono produrre una miscela con caratteristiche compatibili con l'alimentazione di un impianto DUAL Top (sostanza secca totale < 8 -10% ; COD complessivo < 100.000-120000 mg/l).

L'inserimento di DUAL Top nel ciclo di trattamento dell'impianto di depurazione ospite è quanto mai flessibile, qualunque sia il tipo di trattamento adottato per i fanghi di supero.

Nel caso, infatti, di digestione aerobica la portata di fanghi viene derivata a monte della digestione aerobica, ispessita o diluita all'8% ed alimentata al DUAL Top; le vasche di digestione aerobica possono essere impiegate per aumentare la potenzialità depurativa dell'impianto di depurazione ospite. Nel caso di digestione anaerobica il DUAL Top costituisce una valida alternativa al revamping che questo tipo di soluzioni impiantistiche richiedono con una certa frequenza; anche nel caso di voler mantenere la digestione anaerobica per non rinunciare alla produzione del gas biologico, il DUAL Top mostra in pieno la sua efficacia.

L'inflow, infatti, può essere derivato direttamente dal digestore e il sovrantante può essere ricircolato nel digestore con il triplice vantaggio di: recuperare il calore del sovrantante, detossificare il digestore ed incrementare la produzione di metano (grazie alla eliminazione dei composti organici non biodegradabili e alla solubilizzazione degli SSV).

Si riassumono gli aspetti salienti della tecnologia:

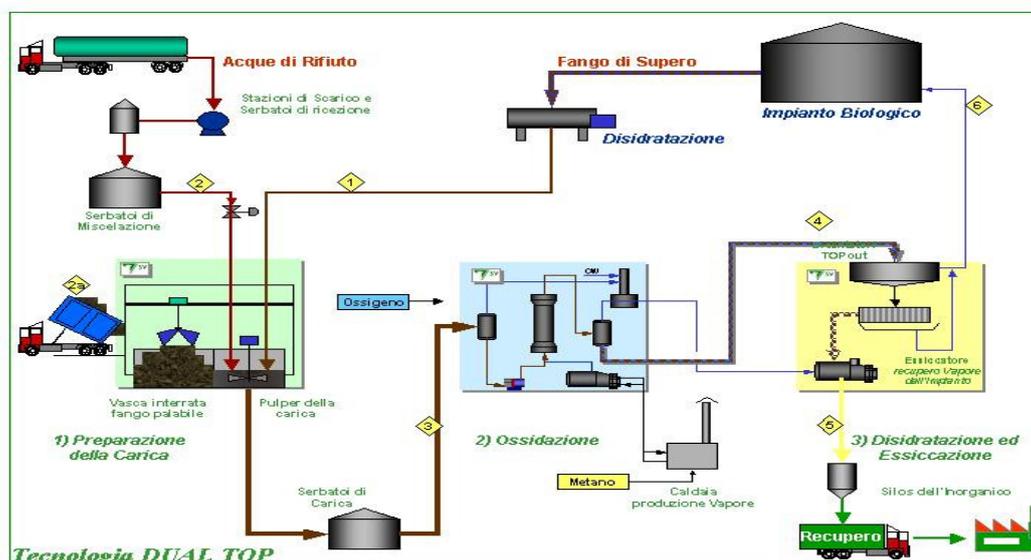
- marcia in continuo;
- elevata automazione;
- ridotti consumi energetici;
- modularità;
- versatilità: capacità di trattare la più diversificata tipologia di rifiuti;
- emissioni gassose estremamente ridotte (co₂);
- assenza di emissioni nocive;
- assenza di ceneri leggere;
- elevato abbattimento delle sostanze organiche sia dissolte che sospese. totale biodegradabilità dell'effluente liquido;
- completa ossidazione dei metalli pesanti;
- segregazione e recupero dell'ammoniaca dagli effluenti;
- recupero del residuo inorganico per usi industriali.

Nell'immagine che segue, uno schema di flusso semplificato che illustra il processo DUAL Top e come questo possa inserirsi in un impianto di trattamento Acque reflue.

La possibilità di recuperare il residuo inorganico del processo di Wet Oxidation è uno degli aspetti chiave della tecnologia, sia in termini economici che ambientali.

Per via del limitato contenuto di sostanza organica, il residuo minerale del trattamento ha dimostrato infatti interessanti possibilità di riutilizzo, sia tal quale come filler in diversi settori merceologici, che come componente nella preparazione di materiali espansi, progetto interamente sviluppato dalla ricerca 3V.

Figura. 3.38 - Schema di Processo impianto DUAL Top



Quello ottenuto è un materiale strutturante alleggerente, cui è stato dato il nome di Spherapor; esso è caratterizzato da una porosità aperta pressoché nulla in quanto la superficie della sfera si presenta vetrificata. Questa importante caratteristica impedisce l'assorbimento di acqua, qualunque sia il tipo di matrice nel quale Spherapor viene impiegato, garantendo così l'elevata leggerezza del manufatto finale; si tratta quindi di un prodotto fortemente innovativo per i mercati dei Calcestruzzi Alleggeriti, o delle Colle, ed in particolare per l'Edilizia.

Performances - Le condizioni ottimali di esercizio prevedono una concentrazione di ossigeno disciolto attorno a 1,5 g/L (in modo che tale parametro non rappresenti un fattore limitante), un tempo di permanenza di 30 minuti, un pH prossimo alla neutralità (per limitare problemi di corrosione dei materiali) ed una temperatura variabile fra i 225 e i 250 °C, potendo agire su quest'ultimo parametro per incrementare in modo sensibile le rese.

Le condizioni di reazione (temperatura, pH, etc.) non permettono la formazione di sostanze pericolose (ad es. diossine). Il COD della miscela in alimentazione si riduce del 65-75% .

Referenze reali - Le Tecnologie di Ossidazione ad Umido descritte sono industrializzate presso 3V Green Eagle; 3V Green Eagle è in possesso di Autorizzazione Integrata Ambientale rilasciata dalla Regione Lombardia il 28 agosto 2007 con Decreto n° 9375. Qualche dato che aiuti a comprendere l'attività 3V Green Eagle:

Operazioni autorizzate:

- deposito preliminare (D15) per 1.210 m3 totali ed operazioni di smaltimento D8 e D9 per un totale di 400.000 m3/anno di rifiuti liquidi e fanghi;
- 2.000 m3/giorno;
- 26.700 kg COD/giorno;
- stoccaggio totale di rifiuti / reflui: circa 9.000 m3.

Il revamping dell'Impianto DUAL Top realizzato presso Grassobbio (BG) porta a coprire integralmente la produzione di fanghi biologici degli impianti 3V Green Eagle.

La Società si avvale della collaborazione di Istituti Universitari quali:

- Facoltà Di Ingegneria Idraulica e Ambientale dell'Università di Pavia;
- Facoltà di Ingegneria Civile dell'Università di Salerno.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.4. Aspetti gestionali

3.4.1. Tecnologia gestionale di processo: enzimi. Sistema Eurovix

Descrizione del sistema - Gli enzimi sono bioattivatori naturali indicati per ottimizzare i processi biologici negli impianti di depurazione, il prodotto favorisce, grazie al ricco pool di enzimi e microrganismi attivi a largo spettro d'azione, l'efficace degradazione di qualsiasi tipo di refluo civile, industriale, agroalimentare e zootecnico. Viene favorita la metabolizzazione delle componenti

organiche con ottimizzazione dei parametri previsti dalla vigente normativa in tema di inquinamento idrico. Viene inoltre svolta una eccellente azione sanificante naturale.

Gli enzimi ed i microorganismi attivi a largo spettro d'azione metabolizzano la sostanza organica e ottimizzano le concentrazioni di COD e BOD, ammoniaca, nitrati, fosfati, tensioattivi, ecc. con una forte azione di antagonista nei confronti dei germi patogeni. Utilizzati nei depuratori per rivitalizzare i fanghi attivi aumentano la formazione di colonie batteriche utili (avviamento d'urto). Si ottiene inoltre come risultato la minimizzazione di miasmi e odori inibendo la formazione di esalazioni/composti maleodoranti poiché viene inibita la formazione di composti odorigeni come indolo, scatolo, marcaptani, etc..

Al fine di valutare l'incidenza ed il meccanismo di azione di una miscela enzimatico-batterica selezionata introdotta in un impianto a fanghi attivi è necessario comprendere quali sono i fattori su cui agire.

Essenzialmente il risparmio gestionale si può ottenere nella sezione di ossidazione biologica dove si ottiene:

- riduzione del consumo di ossigeno;
- riduzione della produzione di fango.

Nella vasca di ossidazione la presenza di nutrienti e batteri determina l'instaurarsi di una catena trofica particolare, di cui i batteri rappresentano il primo livello. Si tratta essenzialmente di microrganismi saprofiti, che si ritrovano aggregati nei fiocchi di fango o dispersi nel mezzo liquido.

Negli impianti a fanghi attivi, un ruolo prioritario viene attribuito alla presenza di protozoi ciliati.

Alcuni autori hanno evidenziato, attraverso uno studio condotto su 6 impianti a fanghi attivi, come la presenza dei ciliati sia associata ad una migliore qualità dell'effluente in termini di COD, BOD e SS. Inoltre, secondo questi autori, i protozoi ciliati collaborano anche al processo di formazione del fiocco del fango attraverso la secrezione di sostanze mucillaginose con potere flocculante. Quindi il fiocco di fango attivo è un agglomerato gelatinoso dell'ordine di grandezza di qualche millimetro e costituito dall'insieme di sostanze sospese prevalentemente organiche, frequentemente allo stato colloidale, nonché una numerosissima popolazione di microrganismi viventi, principalmente batteri. Le caratteristiche del fiocco possono variare a seconda della sua composizione chimica e della attività biologica per cui esso viene analiticamente distinto nei suoi costituenti organici (solidi sospesi volatili SSV) che a loro volta vengono distinti in solidi inerti e cellule biologiche vive o morte attraverso misure dell'attività enzimatica o respiratoria.

La formazione del fiocco di fango attivo o bioflocculazione è un fenomeno che si manifesta spontaneamente areando per qualche giorno un liquame organico contenente batteri. Non è però un fenomeno unicamente biologico ma piuttosto è il risultato della concomitanza di alcuni fattori chimici, fisici e biologici quale la presenza di colloidali organici ed inorganici, il pH, la concentrazione salina, l'agitazione, il contenuto energetico del sistema e la presenza di masse di

microorganismi attivi ed inattivi. Tramite la bioflocculazione il fiocco è in grado di autoaggregare su di sé le sostanze sospese nel liquame. Questo fenomeno è molto veloce e avviene anche in assenza di ossigeno disciolto ed è favorito da un ambiente a basso livello di turbolenza. Le sostanze disciolte sono invece rimosse dal metabolismo batterico in ambiente aerobico, favorito da una elevata turbolenza che consente elevate velocità di turnover convettivo sia dei substrati che dell'ossigeno attorno alla superficie batterica. In sintesi la sequenza dei fenomeni che portano alla rimozione della sostanza organica per mezzo dei fanghi attivi si può schematizzare in cinque stadi:

- stadio fisico-chimico-biologico durante il quale, per contatto del fango attivo con il substrato si verificano i fenomeni di bioadsorbimento e bioflocculazione;
- stadio di demolizione catalitica extra cellulare condotto ad opera di enzimi idrolitici estromessi dai batteri nell'ambiente circostante ai quali è demandato il compito di spezzare le sostanze polimeriche e le macromolecole in generale in molecole più piccole tali da poter essere facilmente bioadsorbite e metabolizzate all'interno delle cellule batteriche;
- stadio di ossidazione aerobica tramite respirazione del materiale organico solubile biodegradabile con produzione di CO₂ e H₂O come sostanze di rifiuto;
- stadio di sintesi di nuove cellule batteriche e rigogliosa crescita protoplasmatica, che si riscontra contemporaneamente allo stadio di ossidazione cui è intimamente legato per esigenze energetiche;
- stadio di respirazione endogena.

La quantità di fango attivo prodotto dipende essenzialmente dai seguenti fattori:

- caratteristiche del refluo afferente l'impianto;
- il tenore dei nutrienti P e N;
- il rapporto tra la concentrazione di substrato e di microrganismi;
- la presenza di solidi sospesi o colloidali.

In termini empirici, la quantità di fango prodotta si può calcolare con la seguente formula:

$$\Delta SS = y \Delta BOD + f \Delta BOD - K_d S_{Stot}$$

Dove:

$\Delta SS =$	solidi sospesi prodotti (kg/giorno)
$\Delta BOD =$	kg BOD rimosso/giorno
$y =$	coefficiente di crescita batterica
$f =$	coefficiente di bioflocculazione
$K_d =$	coefficiente di diminuzione della massa biodegradabile (giorni ⁻¹)
$S_{Stot} =$	solidi sospesi totali presenti nella vasca di aerazione (kg)

Quanto sopra definito significa che la produzione di fango è ricavata dalla velocità di crescita microbica, dalla velocità di bioflocculazione meno la velocità di degradazione della massa biodegradabile.

Risulta quindi chiaro che per ridurre il quantitativo di fango prodotto, a parità di rendimento di abbattimento di BOD, devo agire sulla quantità di materiale bioflocculato e sulla velocità di degradazione della massa biodegradabile.

La quantità di ossigeno richiesta dal processo biologico è anch'essa funzione dell'età e della velocità di crescita batterica, in particolare del catabolismo di respirazione attiva e di respirazione endogena. Riassumendo si può scrivere:

$$\Delta O_2 = z \Delta BOD + r_e SStot + 4.6 NH_4(\text{ossidato})$$

Dove:

$\Delta O_2 =$	consumo giornaliero di ossigeno (kg/giorno);
$\Delta BOD =$	BOD rimosso (kg/giorno);
$z =$	coefficiente di respirazione attiva;
$r_e =$	coefficiente di respirazione endogena (giorni ⁻¹);
$SStot =$	quantità di solidi sospesi in aerazione

La quantità di ossigeno da fornire è tanto più alta quanto più è basso il fattore di carico organico, ovvero quanto più alta è l'età del fango (cioè il tempo di permanenza in fase di aerazione delle sostanze organiche sottratte dal flusso liquido). Ciò è evidente se si considera che, mescolandosi il liquame con il fango attivo, la maggior parte delle sostanze organiche colloidali e sospese rimane adsorbita dai fiocchi di fango.

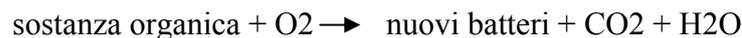
Di queste sostanze una parte è ossidata nella vasca di ossidazione, e una parte invece viene allontanata come fango di supero, senza essere stata completamente ossidata. Il grado di ossidazione è allora tanto maggiore quanto maggiore è l'età del fango intendendo tale parametro come il rapporto tra la quantità complessiva di fango presente nel sistema e la quantità di fango di supero prodotta giornalmente.

Dal momento che le principali fonti di consumo energetico in un impianto di depurazione biologico si possono così ripartire:

- sollevamento e trattamento primari;
- trattamento biologico;
- trattamento fanghi.

Vediamo cosa comporta l'aggiunta di miscele enzimatico-batteriche in una vasca a fanghi attivi per una ottimizzazione del cinetismo biologico in termini di ripercussioni sul consumo globale di energia e di riduzione della produzione di fanghi. Tutti i processi biologici eterotrofi (sia aerobici che anaerobici) si basano sull'utilizzo della sostanza organica da parte della popolazione batterica che, attraverso reazioni di tipo biochimico, da essa trae l'energia e materiale di sintesi per le nuove cellule.

Si è già visto come i batteri eterotrofi ricevono l'energia loro necessaria attraverso reazioni ossidative di tipo enzimatico nei confronti della sostanza organica. Tale ossidazione non avviene però per diretta aggiunta di ossigeno, bensì per rimozione enzimatica dell'idrogeno che successivamente reagisce, a seconda delle condizioni ambientali e del tipo di batteri, con l'ossigeno, col carbonio, con l'azoto, ecc. Si chiamano batteri aerobi quelli che utilizzano come accettore dell'idrogeno liberato a seguito delle reazioni ossidative, l'ossigeno libero presente nell'acqua, secondo la reazione qualitativa:



La parte essenziale nelle sperimentazioni effettuate è stata l'aggiunta direttamente in vasche di ossidazione di miscele enzimatico-batteriche, intendendo con tale termine un pool di enzimi del genere di quelli emessi nell'ambiente circostante, dai ceppi batterici presenti nel comparto ossidativo.

L'effetto di tale aggiunta in vasca di ossidazione provoca essenzialmente due fenomeni:

- fenomeni di idrolisi e successiva liquefazione di parte dei solidi sospesi effluenti ed adsorbiti sul fango;
- incremento dei processi di demolizione ossidativa enzimatica con formazione di CO₂ e H₂O a scapito di reazioni di crescita protoplasmatica.

Il risultato complessivo di quanto sopra, è una sostanziale riduzione della formazione di fango di supero e di consumo energetico in quanto, le reazioni ossidative enzimatiche sono reazioni biochimiche che non necessitano di apporto di ossigeno esterno.

Inoltre la presenza di elevate componenti enzimatiche permette una ottimizzazione del trasferimento dell'ossigeno a livello cellulare con una riduzione di ossigeno non disponibile.

Un'ulteriore possibilità di applicazione gestionale è l'utilizzo di miscele batteriche prettamente anaerobiche nei processi di stabilizzazione dei fanghi nei digestori presenti negli impianti di depurazione.

La digestione anaerobica dei fanghi ha trovato larga applicazione in impianti medio-grandi di trattamento acque reflue urbane.

I processi anaerobici consentono di sfruttare un'energia rinnovabile come il biogas prodotto dalla fermentazione metanica per la stabilizzazione dei fanghi, permettendo di non consumare energia per la produzione di ossigeno come è richiesto per la stabilizzazione aerobica dei fanghi. In molte esperienze gestionali si riscontra però una produzione di biogas inferiore ai dati di progetto. In altri casi, costosi impianti progettati per il recupero energetico sulla base dei dati di letteratura e sulle produzioni specifiche di 20÷25 litri abitante giorno sono risultati sovradimensionati e poco utilizzati e l'energia recuperata è stata in alcuni casi deludente.

Le cause sono molteplici:

- sovradimensionamento di progetto rispetto agli abitanti da servire;
- utilizzo nella fase di progettazione di dati di apporti unitari di sostanza organica in base agli abitanti equivalenti, risultando poi gli equivalenti industriali non significativi ai fini della quantità di solidi volatili trasformabili in biogas;
- permanenza di fosse settiche che riducono la frazione carboniosa gassificabile;
- errate valutazioni sulla produzione specifica di gas dai fanghi, soprattutto dai fanghi biologici derivanti dai processi a basso carico per i quali è più corretto ipotizzare conversioni in biogas non superiori a 25÷40%.

Una più critica valutazione dei dati di progetto sulla base delle esperienze operative ed una corretta gestione dei processi con l'utilizzo di ceppi prettamente anaerobici al fine di ottimizzare i processi porta invece ad una più giusta ed equilibrata valutazione della potenzialità circa il risparmio energetico che si può ottenere dalla digestione anaerobica dei fanghi con un fango più mineralizzato e quindi maggiormente disidratabile.

È in corso la messa a punto di un protocollo specifico di applicazione della miscela batterico-enzimatica ai digestori.

Performances - Per avere conferma delle ipotesi teoriche sino ad ora formulate, si sono presi in considerazione alcuni impianti biologici, sia di trattamento acque urbane (domestiche e industriali) che esclusivamente di scarichi industriali con indici di biodegradabilità particolarmente bassi. Sono state analizzate le variabili impiantistiche (portata, COD, BOD, azoti, solidi sospesi, ossigeno consumato, ecc.) ed è stato creato un modello concettuale attraverso l'elaborazione di reti neurali in modo da stabilire "il peso" che ciascuna variazione del parametro considerato ha sull'intero sistema.

Utilizzando i coefficienti previsti dagli autori (Vismara, Masotti etc), si sono calcolati i valori teorici di produzione di fango di supero e di consumo di ossigeno.

Dall'analisi statistica dei dati si evidenzia la grande correlazione che esiste tra gli SS105 e l'energia, ciò porta a prevedere che la diminuzione di solidi sospesi nella vasca di ossidazione condiziona fortemente il consumo energetico.

Si evince inoltre la correlazione che esiste tra il consumo di energia e il pH, la conducibilità, la temperatura e il COD che è molto alta: questo è indice del fatto che un variazione anche di uno solo dei parametri individuati condiziona fortemente il consumo elettrico. La portata, mostra, ovviamente, valori elevati dell'indice di correlazione rispetto al consumo di energia.

La conducibilità e il COD sono altri due parametri fortemente correlati al consumo di energia: entrambi sono indici della quantità di inquinante che è presente nel refluo e quindi alla richiesta di ossigeno.

Evidenze su scala reale su impianti di tipo tradizionale a fanghi attivi hanno riportato risultati importanti per quanto riguarda la costanza nell'abbattimento di

COD ma soprattutto sensibili riduzioni nella produzione di fango espressa come kg fango prodotto/kg COD in ingresso .

L'analisi dei dati ha comportato il confronto tra un periodo di impiego delle miscele e un periodo di non impiego, i periodi confrontati sono omogenei per quanto riguarda la temperatura per eliminare questa variabile che ha effetti molto significativi sui processi biologici e quindi sulla vasca di ossidazione dove viene aggiunta la miscela batterico-enzimatico.

In particolare si sono confrontati i mesi di dicembre 2006 (con aggiunta della miscela) e di gennaio 2007 (senza aggiunta di miscela).

Il primo risultato è stato la costanza nella percentuale di COD abbattuto, infatti, oltre ad aumentare l'abbattimento, la variabilità è molto diminuita: la deviazione standard sul mese è passata dal 12% al 6%, creando le condizioni per rendere maggiormente gestibile l'impianto.

I valori medi percentuali di abbattimento del COD sono passati dal 55% nel periodo di non aggiunta al 75% nel periodo con l'aggiunta.

Un'osservazione che ha confermato il netto cambiamento di tipologia di fango è la variazione di SVI, che nel periodo di aggiunta aumenta, seppure sempre nei limiti di accettabilità.

Il rapporto tra kg di fango prodotto e kg di COD in ingresso passa da una media di 1,31 nel periodo di non aggiunta ad un valore di 0,71 nel periodo di aggiunta, quindi con una riduzione del 45,8% che, correlata con i consumi energetici relativi al trattamento dei fanghi, può portare a dei notevoli vantaggi per la gestione dell'impianto.

Sono stati valutati anche i risultati ottenuti su un impianto misto di trattamento reflui civili ed industriali.

Su questo tipo di impianto il maggior problema è la gestione dei reflui in ingresso in quanto i fornitori non garantiscono il carico inquinante concordato e, di conseguenza, i processi, soprattutto quelli biologici, entrano in sofferenza con frequenza settimanale. Le evidenze avute con l'utilizzo delle miscele batterico-enzimatiche hanno riguardato, oltre alle percentuali di abbattimento del COD e dell'ammoniaca, anche la produzione dei fanghi.

Confrontando mesi omogenei dell'anno precedente e dell'anno successivo con l'aggiunta delle miscele si è evidenziata una minor produzione di fango con una media percentuale di riduzione pari al 31,5%.

Di seguito si riportano i resoconti dell'applicazione delle biotecnologie EUROVIX in due significativi casi su scala reale:

- Punta Vagno (GE);
- Mori (TN).

La riduzione di fango prodotto testata sugli impianti ha dato valori dell'ordine del 5 ÷ 10% in funzione dei dosaggi.

Per la valutazione di efficacia delle biotecnologie EUROVIX applicate presso l'impianto di depurazione di Punta Vagno gestito dalla Società MEDITERRANEA delle ACQUE, come previsto dall'art. 7 del Protocollo operativo, erano indicati i seguenti obiettivi:

- riduzione della quantità di fango prodotta e quindi smaltita dall'impianto;
- riduzione del consumo di energia elettrica in termini di Kw/m³ di refluo trattato;
- miglioramento della qualità del refluo effluente;
- miglioramento generale della cinetica di biodegradazione.

Dopo la necessaria visita all'impianto da parte della struttura tecnica di EUROVIX, si è considerata congrua l'installazione dell'attrezzatura per la distribuzione della miscela enzimatico batterica selezionata, all'esterno del locale di equalizzazione, con l'introduzione della miscela stessa sulla canalizzazione della vasca di preaerazione.

L'impianto di depurazione di Punta Vagno è un impianto biologico a "schema classico" con vasca di preaerazione, a seguire i normali trattamenti primari, 10 vasche di ossidazione di 760 m³ cadauno per un totale di bacino di circa 7.600 m³. Considerando una portata media influente di circa 43.000 m³, un valore medio di COD influente di circa 600 mg/l e una concentrazione di fango in ossidazione di circa 1,2 g/l, il carico di fango risulta essere di:

$$25.800 \text{ kgCOD/giorno} : 1,2 \times 7.600 = 2,82 \text{ kgCOD/kgMS al giorno}$$

Valore particolarmente alto che riduce fortissimamente la possibilità di nitrificare in vasca di ossidazione. Inoltre, con tale portata il tempo di ritenzione idraulico risulta essere di circa:

$$7.600 \text{ m}^3 \text{ (volume bacino)} : [24\text{h} : 43.000 \text{ m}^3 \text{ (portata influente)}] = 4,24\text{h}$$

In queste condizioni è apprezzabile la degradazione del COD carbonioso mentre è estremamente difficile avviare i processi di nitrificazione, ed è ragionevole supporre che la causa delle emissioni odorogene provenienti dall'impianto sia rappresentata dalla immissione in atmosfera, causata dalle turbine in ossidazione, di refluo fognario non biodegradato.

Per quanto riguarda la sedimentazione, costituita da 4 vasche rettangolari "va e vieni" di 1.790 m³ cadauno (quindi un bacino di decantazione di 7.160 m³), si comprende la necessità di mantenere una concentrazione di solidi sospesi totali di circa 1 g/l per impedire la sua fuoriuscita con il refluo depurato, considerando un valore di SVI prossimo a 250-300 ml/g, causato dalle condizioni di forte carico influente.

Considerando le sopracitate condizioni operative, l'intervento delle biotecnologie EUROVIX in preaerazione avevano i seguenti obiettivi:

- migliorare le condizioni del fango per poterne aumentarne la concentrazione in ossidazione, incrementando così le rese depurative e ridurre le emissioni odorigene;
- ridurre quindi la quantità di fango inviato al digestore di Volpara, ottenere maggiori rese all'addensatore e introdurre in anaerobica fango più concentrato con conseguente riduzione del consumo di chemicals e aumento della percentuale di metano;
- migliorare le rese depurative in termini di COD, riduzione dell'azoto ammoniacale e dei solidi sospesi totali in uscita.

La sperimentazione ha avuto inizio il 5 luglio e ha avuto termine il 30 settembre 2006.

La miscela enzimatico batterica denominata MICROPAN COMPLEX E.S. è stata dosata in vasca di preaerazione in misura di 15 Kg al giorno.

I risultati ottenuti sono così riconducibili:

- incremento della resa di abbattimento del COD del 5,24%;
- incremento della resa di abbattimento del BOD del 3,88%;
- incremento della resa di abbattimento dei SS del 12,15%;
- incremento della resa di abbattimento del NH₄ del 25,67%.

Per quanto riguarda la linea fanghi, è stata effettuata un'analisi statistica di correlazione tramite modello matematico PCA(*), utilizzando come dati pretrattamento il mese di giugno 2006 e come dati di trattamento i mesi di luglio, agosto, settembre.

È emerso quindi quanto segue:

- correlando statisticamente i parametri della portata con il fango smaltito riferito al mese non trattato di giugno e il periodo di sperimentazione luglio-settembre 2006 si evidenzia un decremento del 2,95%;
- correlando statisticamente i parametri del biogas prodotto con il fango smaltito riferito al mese non trattato di giugno e il periodo di sperimentazione luglio-settembre 2006 si evidenzia un aumento del 55,11%;
- correlando statisticamente i parametri del COD influente con il fango smaltito riferito al mese non trattato di giugno e il periodo di sperimentazione luglio-settembre 2006 si evidenzia una diminuzione del 32,97%

Per quanto riguarda la composizione del biogas si è evidenziato quanto segue:

- incremento della percentuale di metano del 14,75 %;
- una diminuzione di anidride carbonica del 27,42 %.

Dai dati trasmessi dal laboratorio di MEDITERRANEA delle ACQUE relativi alla sperimentazione EUROVIX si possono trarre obiettivamente le seguenti conclusioni:

- Punta Vagno risulta essere un impianto operativamente complesso in quanto è interessato da una portata idraulica, ma soprattutto da un carico organico particolarmente elevato considerando la tipologia strutturale (assenza di denitrificazione), che costringe la gestione a lavorare con bassissime concentrazioni di solidi sospesi in ossidazione a scapito della sua qualità (dato confermato dai valori di SVI);
- in queste condizioni è gioco forza operare continui allontanamenti di fango che entrano nel digestore con acqua reflua praticamente non trattata
- malgrado quanto sopra, le miscele EUROVIX hanno consentito di migliorare la qualità biologica del fango in ossidazione e della sua concentrazione, senza causarne la fuoriuscita con il refluo depurato, consentendo la biodegradazione del carico inquinante e quindi una riduzione sensibile degli impatti olfattivi

(*) L'Analisi dei Componenti Principali, può essere considerata come una tecnica di organizzazione e semplificazione di una serie di dati multivariati. Lo scopo è quello di ridurre il volume di un set di dati in un numero di relazioni più piccolo, senza una perdita significativa nel contributo delle variazioni delle singole variabili. Questo tipo di analisi viene sviluppata in maniera più approfondita tramite l'Analisi Fattoriale (Factor Analysis). La PCA (Principal Component Analysis) trasforma una serie di variabili N in un nuovo set di N componenti principali non correlati tra loro, e graficamente rappresentati secondo assi perpendicolari tra loro. Esistono tanti componenti principali quante sono le variabili esaminate ma, ai fini dell'indagine statistica vengono impiegati normalmente non più di 3 o 4 c.p. o comunque in funzione della varianza totale degli stessi.

- per quanto riguarda l'ottimizzazione del processo depurativo, ulteriore obiettivo della sperimentazione, i risultati più eclatanti riguardano l'incremento della resa di abbattimento dei solidi sospesi in uscita (12,15%) ma soprattutto dell'azoto ammoniacale (25,67%);
- l'applicazione del modello statistico PCA* ha permesso di mettere in correlazione il fango smaltito, la portata influente e il COD, trovando conferma della nostra proposta brevettuale che indica nel valore del carico influente il principale fattore per la formazione di fango di supero. Con le miscele EUROVIX, il personale di MEDITERRANEA delle ACQUE ha trasmesso valori che permettono di indicare una riduzione di fango smaltito del 32,97 %;
- analogamente si è potuto constatare un incremento della quantità di biogas del 55,11 % che porterà sicuramente ad una migliore disidratazione del fango e quindi ad un'ulteriore diminuzione del costo di smaltimento.

Nell'altro caso significativo la società Eurovix ha incaricato il dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale dell'Università di Trento, e nello specifico il Laboratorio di Ingegneria Sanitaria-Ambientale, di verificare l'efficacia del prodotto Micropan Plus nella riduzione della produzione di fanghi.

In particolare dopo una prima fase di sperimentazione in laboratorio, la ricerca ha riguardato l'applicazione del preparato su una linea dell'impianto di depurazione di Mori (linea nord), mentre l'altra linea (linea sud) è stata utilizzata come controllo, senza dosaggio del preparato.

L'impianto di Mori ha la particolarità di essere costituito da due linee a fanghi attivi (vasca di ossidazione + sedimentatore secondario + ricircolo fanghi + ritorno acque madri dalla nastropressa) perfettamente separate e senza alcuna interconnessione tra loro. Con tale schema impiantistico è stato possibile valutare l'efficacia del prodotto dosato in una sola linea senza che ci sia alcuna influenza del dosaggio sull'altra linea.

La sperimentazione è iniziata il 28/11/2007. Inizialmente è stato effettuato un periodo di bianco su entrambe le linee. Questo periodo è servito per valutare la produzione di fanghi delle due linee e la qualità dell'effluente.

Successivamente si è proceduto al dosaggio quotidiano del preparato Micropan Plus sulla linea Nord, secondo le quantità e le modalità suggerite dal produttore Eurovix. Poi si è proceduto al monitoraggio delle due linee dell'impianto con campioni medi di 24 ore due volte a settimana acquisiti nei seguenti punti: (1) refluo grezzo in ingresso alle linee fanghi attivi, dopo grigliatura e dissabbiatura; (2) effluente della linea Nord, dopo sedimentazione secondaria; (3) effluente dalla linea Sud, dopo sedimentazione secondaria. Le analisi chimiche eseguite dal DICA hanno riguardato CODtot, CODfiltrato, Ntotale, NH4-N, NO2-N, NO3-N, Norganico, Ptotale, SST.

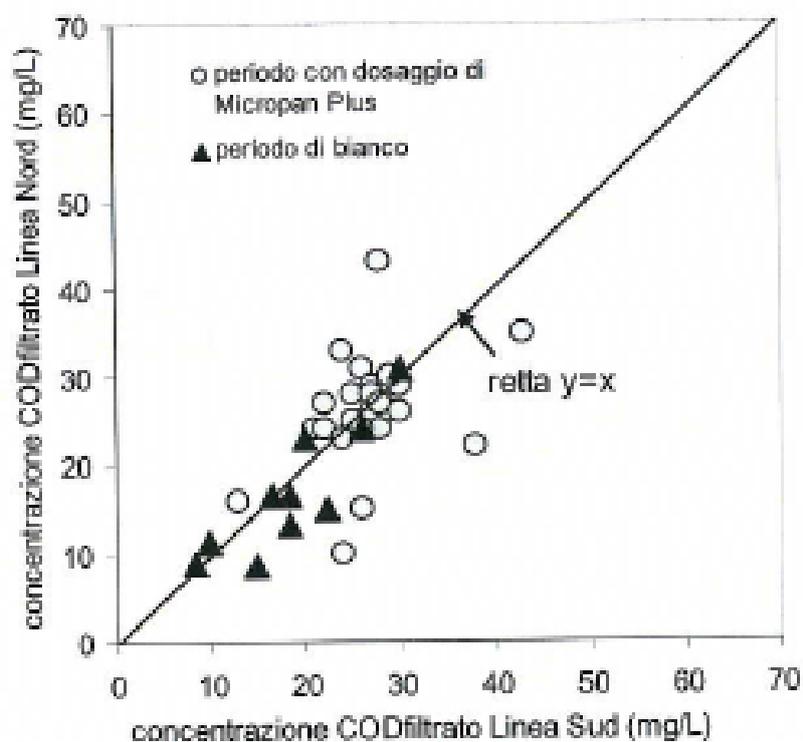
Sono stati misurati inoltre SST e SSV di campioni istantanei del fango attivo nella vasca di ossidazione di entrambe le linee.

Infine sono stati prelevati campioni del fango disidratato. Ogni container di fango prodotto è stato associato alla rispettiva linea di produzione ed è stato campionato prima del trasporto dello stesso fuori dall'impianto. Inoltre ogni container è stato pesato prima e dopo lo svuotamento e calcolato il peso netto del fango umido prodotto. Le analisi sui campioni di fango prelevato da ciascun container hanno riguardato il contenuto di secco (o l'umidità) e la percentuale di solidi volatili.

I risultati ottenuti dal monitoraggio dell'effluente dalle due linee condotto separatamente per ciascun parametro ha portato ai risultati di seguito riportati.

Sono state confrontate le concentrazioni effluenti di COD filtrato misurato nelle due linee per il periodo di bianco ed in seguito al dosaggio di Micropan Plus ed i risultati indicano che l'efficienza di rimozione del COD rimane praticamente inalterata.

Figura. 3.39 - Comparazione tra le concentrazione di COD_{filtrato} effluente dalle due linee



Risultati analoghi si ottengono anche per la nitrificazione che si realizza completamente anche dopo il dosaggio del prodotto Eurovix e la rimozione di Fosforo totale.

Figura. 3.40 - Comparazione tra le concentrazione di TKN effluente dalle due linee

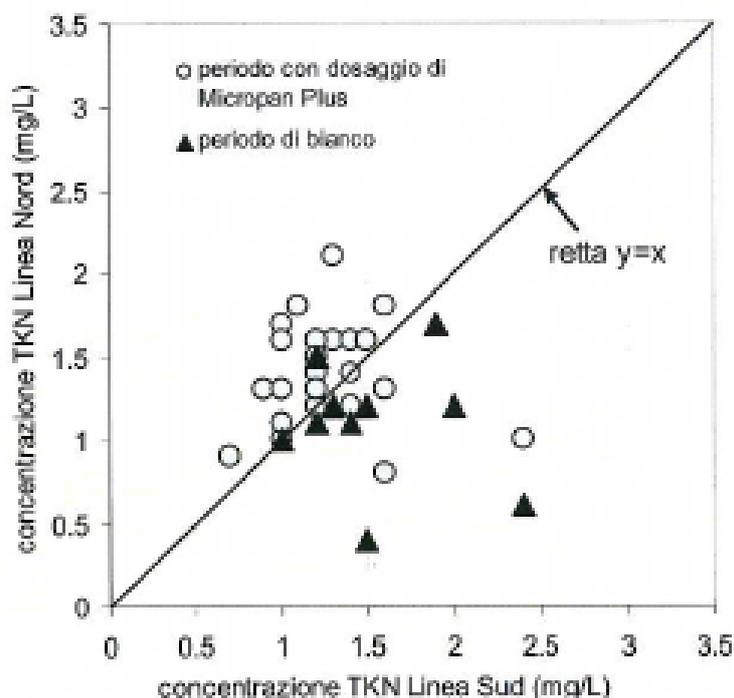
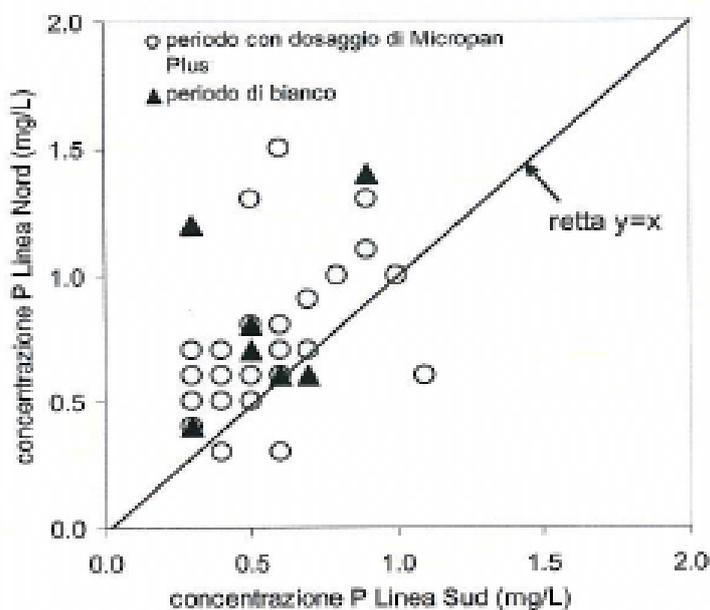


Figura. 3.41 - Comparazione tra le concentrazione di P effluente dalle due linee



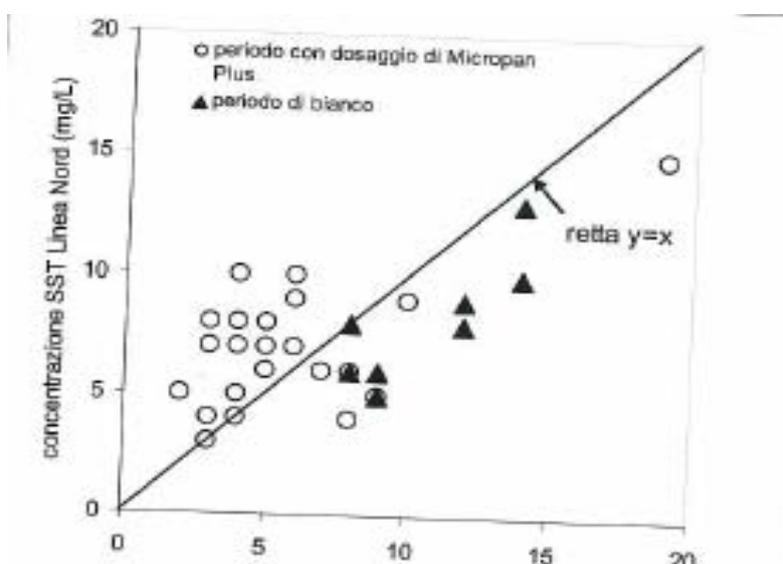
Per quanto riguarda i SST, le concentrazioni sono confrontate in (Fig. 3.39). Durante il periodo di bianco i valori si collocano sotto la bisettrice, con valori medi di 8.2 e 10.7 mgSST/L rispettivamente nella linea Nord e nella linea Sud.

Nel periodo di dosaggio invece la concentrazione di SST effluente dalla linea Nord è risultata in media superiore a quella della linea Sud: in particolare pari a

6.8 e 5.7 mgSST/L rispettivamente nella linea Nord e Sud. Ma per queste vanno fatte le seguenti considerazioni aggiuntive:

- tali valori sono comunque ampiamente sotto i limiti allo scarico per entrambe le linee e le differenze riscontrate tra le due linee sono modeste e da ritenere non rilevanti ai fini della qualità dell'effluente;
- anche in passato erano state osservate leggere differenze periodiche nel contenuto di SST negli effluenti scaricati dalla due linee, senza che ne fosse stata dimostrata la causa.

Figura. 3.42 - Comparazione tra le concentrazione di SST effluente dalle due linee



Il confronto tra la produzione di fanghi di supero come massa secca è stato condotto con due metodi.

Il primo basato sul bilancio di massa per il quale la differenza relativa alla produzione di fanghi tra le due linee è stata calcolata sulla base dei seguenti dati:

- fanghi disidratati : la massa di sostanza secca dei fanghi disidratati di ciascuna linea, cumulata nel periodo di monitoraggio;
- fanghi accumulati in ossidazione: la massa di solidi accumulati nella vasca di ossidazione nel periodo di monitoraggio e non ancora estratti come fanghi di supero;
- è stata trascurata la massa di solidi scaricata con l'effluente in quanto risultava trascurabile rispetto agli altri termini.

Per quanto riguarda il primo punto (fanghi disidratati), la produzione cumulata di fanghi di supero disidratati, espressa come massa di sostanza secca (kgSST), è stata valutata separatamente per le due linee, sulla base del peso di ogni container di fanghi allontanato dall'impianto (fanghi umidi) e dell'analisi di laboratorio sul relativo contenuto di sostanza secca di ciascun container. Nel periodo di bianco la

produzione di fanghi disidratati in termini di massa secca nella linea Nord e Sud è mostrata in (Fig. 3.43) Nel periodo di dosaggio del preparato la stessa produzione è mostrata in (Fig. 3.44).

Figura. 3.43 - Produzione cumulata di sostanza secca (kgSST) nei fanghi disidratati per le due linee nel periodo di bianco

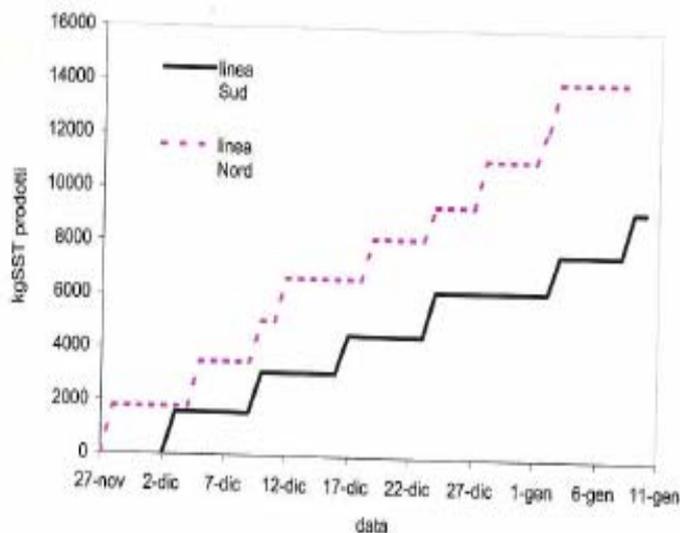
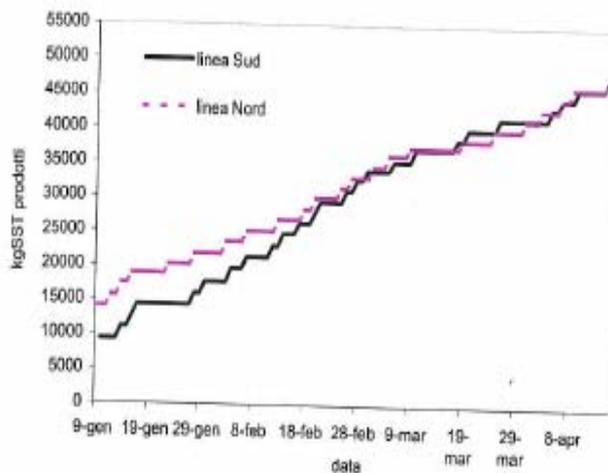


Figura. 3.44 - Produzione cumulata di sostanza secca (kgSST) nei fanghi disidratati per le due linee nel periodo di dosaggio mix enzimi



Per quanto riguarda il secondo punto (accumulo di SST in ossidazione) la massa di fanghi accumulate nelle vasche di ossidazione è stata calcolata considerando la differenza tra la concentrazione di SST alla fine e all'inizio del periodo di monitoraggio, moltiplicata per il volume della vasca di ossidazione.

Nel periodo di bianco le concentrazioni di SST nella vasca di ossidazione sono quelle mostrate in (Fig. 3.45).

La linea Nord si è mantenuta per quasi tutto il periodo di monitoraggio ad una concentrazione attorno a 5 kgSST/m³, si sono avute fluttuazioni invece nella linea Sud per un temporaneo malfunzionamento della disidratazione.

Nel periodo di dosaggio del preparato Micropan Plus, invece nella linea Nord è stata mantenuta dal gestore su valori compresi tra 4 e 5 kgSST/m³, attraverso l'estrazione periodica di fanghi di supero. La linea Sud invece ha presentato sempre concentrazioni di SST superiori a 5 kgSST/m³.

A causa di tali fluttuazioni che non potevano essere evitate il bilancio corretto della produzione di fanghi deve essere fatto tenendo conto dei due contributi: la massa di fanghi disidratati + fanghi accumulati nella vasca di ossidazione.

Dal calcolo della produzione di fanghi si è ottenuto:

Periodo di bianco:

- per la linea Nord 14295 kgSST;
- per la linea Sud 15623 kgSST.

In sintesi la linea Sud ha prodotto nel periodo di bianco l'8,5% in più di fanghi (massa secca) rispetto alla linea Nord

Periodo di dosaggio Micropan Plus

- per la linea Nord per il periodo di dosaggio 34207 kgSST;
- per la linea Sud per il periodo di dosaggio 39320 kgSST.

In sintesi la linea Sud ha prodotto nel periodo di dosaggio il 13% in più di fanghi (massa secca) rispetto alla linea Nord

Considerando la differenza dell'8,5% riscontrata nel periodo di bianco il dosaggio di Micropan Plus incide favorevolmente nella riduzione dei fanghi per il $13 - 8,5 = 4,5\%$.

Si può applicare un secondo metodo di valutazione dei dati di monitoraggio precedenti basato sull'interpolazione delle curve cumulate di produzione dei fanghi, tenendo conto sempre dei due contributi sopra esposti, ovvero massa secca di fanghi disidratati + accumulo di fanghi in ossidazione.

Tali curve sono confrontate nelle figure seguenti.

Figura. 3.45 - Concentrazione di SST nelle vasche di ossidazione per le due linee nel periodo di bianco

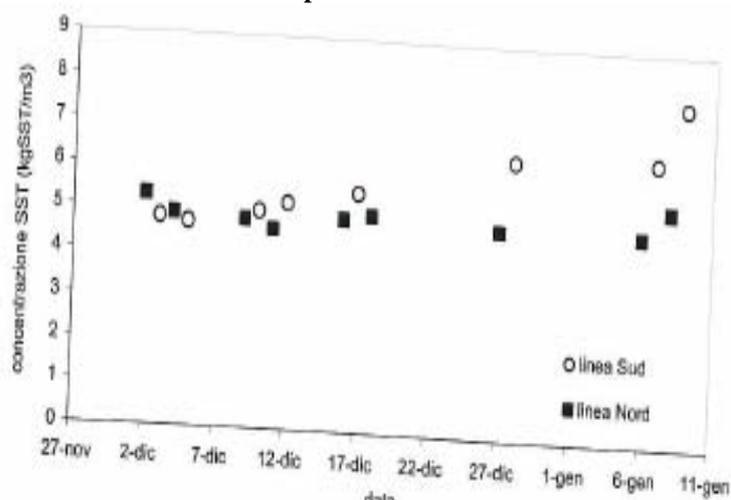
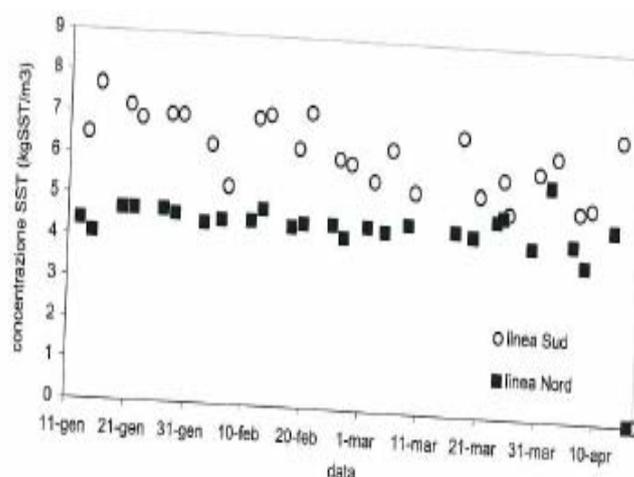


Figura. 3.46 Concentrazione di SST nelle vasche di ossidazione per le due linee nel periodo di dosaggio mix enzimi



Ogni curva è stata poi interpolata linearmente per calcolare la produzione media giornaliera di fanghi, ottenendo i seguenti risultati:

Periodo di bianco:

- 347 kgSST/d nella linea Nord;
- 365 kgSST/d nella linea Sud.

Con una differenza pari al 4,9 % di produzione in più della linea Sud rispetto alla Nord.

Periodo di dosaggio Micropan Plus:

- 337 kgSST/d nella linea Nord;
- 417 kgSST/d nella linea.

La differenza tra le due linee è pari al 19,2% che detratta la differenza già esistente nel periodo di bianco porta ad una riduzione del 14% della produzione di fanghi della linea Nord rispetto alla linea Sud.

In conclusione la sperimentazione durata circa 4,5 mesi ha mostrato di produrre degli effetti migliorativi in termini di riduzione fanghi dal 5% al 14% della massa secca a seconda del metodo di interpretazione dei risultati applicato. C'è da dire che il valore del 14% è probabilmente più significativo in quanto il primo metodo basato sui bilanci di massa si riferisce a valori iniziali e finali delle concentrazioni, mentre il secondo metodo (basato sull'interpolazione dei dati) considera un set più numeroso di informazioni.

Referenze reali:

- impianto di Punta Vagno (Mediterranea delle Acque);
- impianto di San Giuliano Milanese;
- l'Impianto Acegas - APS S.p.A;
- impianto di Vigevano (ASM S.p.A.);
- impianto di Cossato (BI) (Cordar S.p.A. Biella Servizi);
- impianto di Tolentino (MC) (ASSM);
- impianto di Ancona (Multiservizi S.p.A.);
- l'Impianto di Savignano sul Rubicone (Gruppo Hera);
- impianto di Vercelli (Atena S.p.A.);
- impianto di Brembate (Hidrogest);
- impianto di Novara (Sin & Ve S.r.l.).

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.4.2. Tecnologie gestionali - Cicli Alternati. Sistema Ingegneria Ambiente S.r.l.

Descrizione del sistema - Ingegneria Ambiente S.r.l. ha maturato un'ampia esperienza nella progettazione ex-novo, nella ristrutturazione e nell'ampliamento degli impianti esistenti al fine di adeguarli alle sempre più restrittive norme e standard imposti dalla legislazione europea.

In particolare l'attività di progettazione coinvolge sia l'ingegneria consolidata dei processi che l'applicazione delle nuove tecnologie per impianti di depurazione convenzionali e non:

- cicli alternati - Linea acque;
- cicli alternati MBR - Linea acque;
- cicli alternati in linea fanghi.

Cicli Alternati in linea acque Ca®

Il processo CA® merita alcune parole di chiarimento per una più facile comprensione delle prerogative, delle prestazioni e dei vantaggi. In particolare, il processo CA® garantisce sia la rimozione biologica del carbonio che dell'azoto ed in parte del fosforo tramite una successione di fasi aerobiche (per l'ossidazione del carbonio e la nitrificazione dell'azoto) ed anossiche (per la denitrificazione dell'azoto) che vengono realizzate tramite una successione temporale in un unico bacino. In questo modo non è necessario avere delle sezioni dedicate, anossica di pre-denitrificazione ed aerobica di nitrificazione, in volumi predefiniti, né esiste la necessità di operare il ricircolo della miscela aerata per raggiungere prestazioni di tutta sicurezza.

Il controllo del processo CA®

Per assicurare il controllo del processo, da locale e remoto, è necessario disporre di un dispositivo di controllo automatico che è prodotto industriale e derivante dal brevetto RN99A000018 2.6.99. Il dispositivo controlla i compressori e gli elettromiscelatori sommersi elaborando i segnali delle sonde di ossigeno disciolto (OD) e di potenziale di ossido riduzione (ORP). La struttura dell'hardware di controllo è organizzata su due livelli, uno che gestisce l'alternarsi delle fasi durante il processo e l'altro che regola l'elettromeccanica a servizio del comparto biologico. Infatti, il primo livello regola i segnali analogici (4-20 mA) in uscita dalle sonde on-line installate, i quali sono trasferiti ai convertitori analogico-digitale (A/D) e quindi trasmessi al PC industriale (Scheda Nodo). Sulla base dei segnali acquisiti dalla Scheda Nodo, il secondo livello gestisce l'elettromeccanica a servizio del processo garantendo l'accensione delle soffianti con il contemporaneo spegnimento dei miscelatori sommersi nella fase aerobica e viceversa nella fase anossica. La durata delle fasi è controllata non solo sui setpoint di OD e di ORP ma anche sulla base di tempi minimi e massimi che assicurano una completa nitrificazione e denitrificazione in condizioni di eventuale sovra-aerazione, sovraccarico in ingresso o fenomeni di inibizione del processo. L'affidabilità dell'algoritmo è testata tramite un software di convalida che svolge l'analisi statistica di tutti i cicli eseguiti, riportando in output le motivazioni di cambiamento di fase (setpoint, Condizioni Ottimali (CO), tempo) e la durata delle stesse (media, minima, massima). Il software permette insieme alla metodologia classica dei bilanci di massa di individuare in modo immediato lo stato del processo e di ottimizzarlo.

Il controllo dell'intero impianto

Il controllo dell'intero impianto da locale e remoto è un ulteriore strumento che completa il buon funzionamento e controllo di tutte le macchine e stadi di trattamento non direttamente controllati dal sistema CA® (sollevamento, pretrattamento, sedimentazione, stabilizzazione aerobica, etc.). Questo si esegue con il dispositivo di controllo automatico derivante dal brevetto EasyGestWWTP RN2007A000019-2 Aprile 2007 ed assicura un impianto interamente in telecontrollo nel rispetto dello SCADA aziendale.

Performances - Con il Processo CA® si registrano le seguenti prestazioni:

- prestazioni nella rimozione dell'azoto più elevate (80-90%) dei processi tradizionali quali la pre-denitrificazione - nitrificazione in quanto tutto l'azoto nitrificato, che deve essere denitrificato, si trova già all'interno della vasca di ossidazione, tale prestazione è di particolare interesse per gli impianti che scaricano in aree sensibili a cui si richiede il rispetto dei limiti dell'azoto sia in concentrazione che in percentuale di abbattimento (70-80%);
- risparmi energetici del 20-30% che sono una immediata conseguenza sia delle elevate prestazioni nella rimozione biologica dell'azoto, in quanto elevate denitrificazioni significano elevato recupero di ossigeno combinato, sia del fatto che con i CA® non è necessario il ricircolo della miscela aerata;
- una riduzione della produzione dei fanghi (15% in meno) dovuto allo stress a cui sono sottoposte le biomasse; questo, in misura blanda, determina una riduzione dei coefficienti di resa ovvero di sintesi di nuove biomasse a seguito della trasformazione delle sostanze organiche;
- una riduzione sino all'annullamento del dosaggio di chemicals per la precipitazione chimica del fosforo nel rispetto del limite P_{tot} 2 mg/l, ciò è dovuto al fatto che si producono organismi cosiddetti dPAO, cioè biomasse fosforo accumulanti con comportamento di denitrificanti.

Gli Impianti Tradizionali

La valutazione delle prestazioni degli impianti tradizionali che attuano i processi o di ossidazione totale (TO) o di denitrificazione - nitrificazione (D-N) è stata effettuata utilizzando due diverse metodologie di valutazione. La prima è relativa all'analisi di dati reperiti in letteratura (APAT, 2005) e derivanti dall'analisi di 18 impianti in piena scala con Potenzialità effettiva calcolata su base COD (105 g/AEd) da 22500 AE a 520000 AE. La seconda, invece, è correlata direttamente allo screening di 63 impianti in piena scala dislocati nella Provincia Autonoma di Trento. Le chiavi di valutazione delle prestazioni degli impianti suddetti sono correlate ai seguenti parametri: rimozione dell'azoto, consumi energetici, utilizzo dei reagenti di precipitazione chimica per l'abbattimento del fosforo e la produzione di fanghi di depurazione. In particolare, il processo D-N pur essendo di semplice attuazione è fortemente limitato dagli elevati costi di gestione, necessitando di un'aerazione continua nel comparto di nitrificazione e di un

rapporto di ricircolo totale che varia da 2 a 6. Inoltre, l'ottimizzazione energetica del processo è limitata in quanto esclusivamente eseguita per la fase aerobica ma con scarsi risultati potendo operare sull'entità della fornitura d'aria e non sulla durata. I risultati ottenuti dallo screening effettuato sono riassunti in (Tab. 3.9).

Tabella 3.9 - Prestazioni negli impianti tradizionali

Impianti alimentati N°	AE reali AE	fognatura	processo	TN eff mg/l	E % TN %	Consumi energetici kW/AEd	Produzione fanghi kgTS/g COD _{eliminato}
25	Da 200 a 52.000	M/S	DN	13	6	0,25	0,29
42	Da 200 a 156.000		TO	19	5	0,29	0,26

*M fognatura Mista

PS fognatura Parzialmente Separata

L'up-grading di qualsiasi tipologia di impianto

L'elasticità della tecnologia a CA è evidenziata dalla possibilità di essere applicata a reattori con caratteristiche geometriche molteplici (rettangolare, circolare e anulare), senza effettuare modifiche sostanziali alle unità biologiche e recuperando tutte le strutture esistenti. Gli impianti, ad esempio, riportati in (Tab. 3.10), hanno richiesto unicamente l'adeguamento dell'elettromeccanica tramite l'ottimizzazione della fornitura d'aria nella fase aerobica e l'inserimento di miscelatori sommersi per mantenere in sospensione la biomassa durante la fase anossica. Ultimate le fasi di adeguamento è immediato il successivo start-up e messa a regime del sistema.

Tabella. 3.10 - Impianti a CA: caratteristiche dei reattori

Impianto	Potenzialità di progetto AE	Tipo Reattore	Linee n°	Volume m ³	Geometria
Faver (TN)	4500	3 CSTR	2	1000	Anulare
Fai della Paganella (TN)	5200	2 CSTR	2	780	Rettangolare
Spiazzo Rendena (TN)	10000	2 CSTR	2	980	Rettangolare
Garessio (CN)	21770	1 CSTR	2	2300	Rettangolare
Santa Maria Nuova (AN)	3500	1 CSTR	1	480	Rettangolare
Mezzocorona (TN)	35000	2 CSTR	3	2700	Rettangolare
Viareggio (LU)	30000	2 CSTR	1	2200	Rettangolare

La garanzia di continuità operativa del processo

Tutti gli impianti riportati ad esempio in (Tab. 3.11) hanno applicato il processo a Cicli Alternati per periodi da 16 mesi ad oltre 7 anni.

Tabella 3.11 - Impianti a CA: periodi di attività

Impianto	Potenzialità di progetto AE	Attività del processo a CA Mesi
Faver (TN)	4500	16
Fai della Paganella (TN)*	5200	16
Spiazzo Rendena (TN)	10000	16
Garessio (CN)	21770	29
Santa Maria Nuova (AN)	3500	98
Mezzocorona (TN)	35000	24
Viareggio (LU)**	30000	90

*problematiche nella trasmissione dati o per sovraccarichi elettrici

** per i primi 48 mesi in modalità CA e nei successivi 42 in modalità CA-MBR

La continuità operativa del processo a CA è effettuata dotando l'hardware di un temporizzatore di supervisione (Watchdog) che prevede, in caso di condizioni impreviste, il passaggio diretto da una modalità automatica ad una semiautomatica. Inoltre, relativamente alle problematiche concernenti la trasmissione dei dati o i sovraccarichi elettrici, soltanto nell'impianto di Fai della Paganella, dei sette proposti, si sono verificate due momentanee fasi di blocco.

La versatilità dell'ingegneria di processo.

La versatilità dell'ingegneria di processo alla base della tecnologia a Cicli Alternati proviene dallo sviluppo di un modello matematico semplificato che può essere adottato, considerando un sistema completamente miscelato, per prevedere la variazione dei nitrati e dell'ammoniaca sia nel reattore che nell'effluente impianto. La durata del ciclo (tc) è determinata da più parametri operativi quali la velocità di nitrificazione e di denitrificazione, le concentrazioni di azoto nell'influente e le concentrazioni di biomassa.

La versatilità del processo a CA è stata già dimostrata correlando le condizioni operative di più impianti collegati a reti miste e recentemente su tre impianti di trattamento in piena scala della Provincia Autonoma di Trento (4500 AE, 5200 AE, 10000 AE) alimentati da reti sostanzialmente separate.

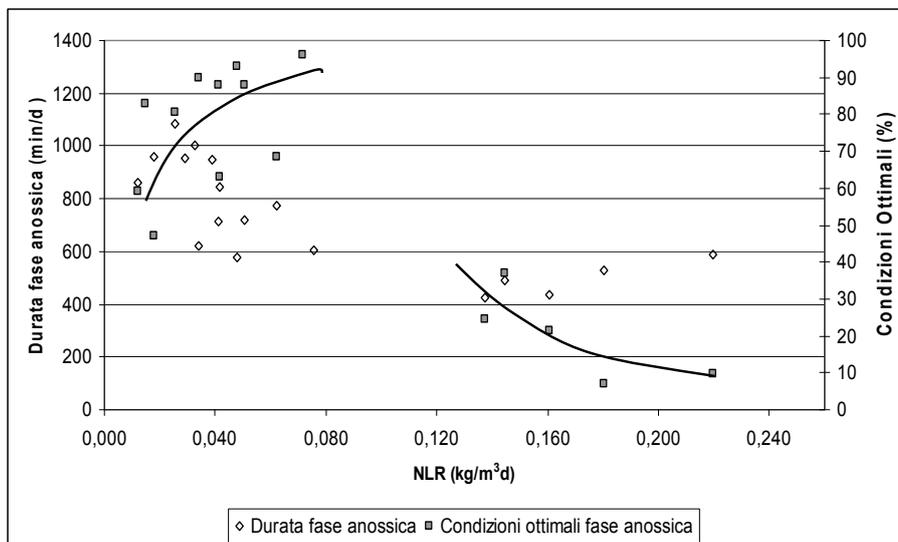
Ciò ha permesso di dimostrare l'applicabilità del processo a carichi variabili di azoto in ingresso (espressi come Carico Specifico per unità di volume biologico (NLR : kg Ntot/m3d)) da 0,010 kg/m3d a 0,240 kg/m3d (Fig. 3.46). La flessibilità del sistema a CA ha evidenziato che in condizioni di basso carico (da 0,010 kg/m3d a 0,080 kg/m3d) la durata della fase anossica diminuisce da 1090 min/d a 580 min/d.

In questa zona, infatti, il basso carico di azoto in ingresso determina condizioni di sovra-aerazione a svantaggio della fase di denitrificazione. Parallelamente, la percentuale di Condizioni Ottimali (CO) aumenta dal 47% al 97% ottimizzando la rimozione dei nitrati (Fig. 3.47).

Per contro, ad alti valori di NLR (da 0,130 kg Ntot/m3d1 a 0,240 kg/m3d1), le durate della fase ossica ed anossica sono equivalenti (da 500 min/d a 800 min/d), ovviamente il sovraccarico in ingresso determina una riduzione della percentuale di condizioni ottimali fino al 7% (Fig. 3.47).

Il raggiungimento delle prestazioni per la denitrificazione è comunque assicurato dall'intervento degli altri livelli di automatismo del controllo.

Figura 3.47 - Percentuale di condizioni ottimali (CO) e durata della denitrificazione



L'affidabilità del controllo.

L'affidabilità del sistema automatico di controllo deve intendersi come la capacità di individuare un'elevata percentuale di CO nonostante la variabilità oraria e giornaliera dei carichi influenti.

Figura - 3.48 a - Analisi fase aerobica

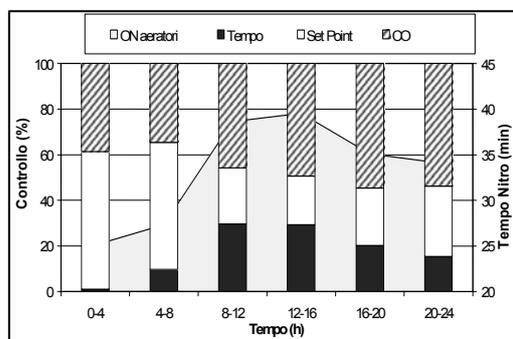
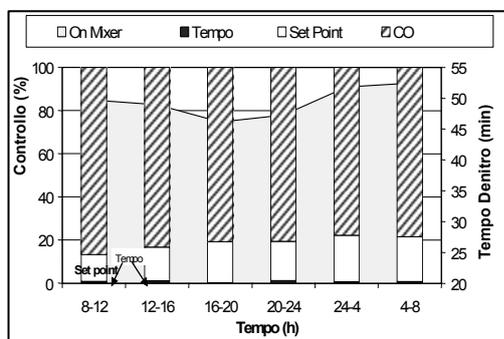


Figura 3.48 b - Analisi fase anossica

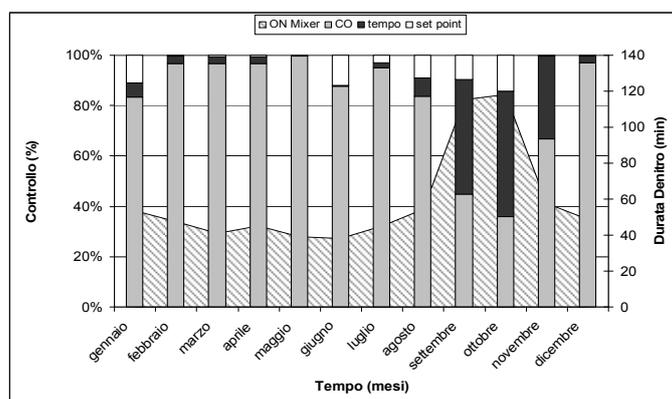


Infatti, in periodo secco, durante le ore notturne (0.00-8.00) il processo automatizzato mostra una riduzione della durata della fase aerobica che gradualmente si annulla con l'aumento dei carichi in ingresso nelle ore centrali (8.00-16.00) della giornata. Come valutato in un impianto con potenzialità di 700 AE, il software statistico (Fig. 3.48a) individua, nelle ore notturne, percentuali di CO di circa il 40% per l'elevata sovra-aerazione, mentre nelle ore centrali del giorno, quando il gap tra la fornitura e la domanda di ossigeno è minimo, le percentuali di CO raggiungono il 60%. La dimostrata flessibilità dei CA è strettamente legata alla modulazione della fornitura d'aria con i carichi influenti.

Durante il resto della giornata, le condizioni ottimali raggiunte in fase anossica sono superiori all'80% (Fig. 3.48b). È importante sottolineare che il processo risulta flessibile anche rispetto alle variazioni stagionali annuali. Infatti, come evidenziato in un impianto di 4500 AE, (Fig. 3.49) le percentuali di CO raggiunte

in fase di denitrificazione sono sempre superiori all'80% e diminuiscono, nei periodi umidi caratterizzati da bassi rapporti di C/N, raggiungendo il 40%. In queste fasi il livello di controllo, basato sul tempo massimo, interviene per assicurare la funzionalità del processo.

Figura 3.49 - Analisi fase anossica



L'efficacia del processo: la rimozione dell'Azoto

Gli esempi di alcuni impianti che applicano il processo a cicli alternati, riportati in (Tab. 3.12) e caratterizzati da potenzialità reali da circa 2200 AE a 30200 AE (calcolate su base COD), evidenziano percentuali medie di rimozione dell'azoto sempre superiori al 75% fino a valori massimi del 94%. Pur essendo il dato calcolato come media nel periodo di riferimento, si osserva che l'N_{tot} in uscita risulta sempre inferiore ai 10 mg/l rendendo il processo pienamente applicabile per raggiungere i limiti imposti dalla normativa sulle aree sensibili anche per impianti di grosse dimensioni.

Tabella 3.12 - Impianti a CA: la rimozione dell'azoto

Impianto	Poten. reale	Qmedia	N _{totin}		N _{totout}		E%
	AE		m ³ /d	media	dev.st.	media	
Faver (TN)	5300	688	125	7,4	7,3	3,4	94
Fai della Paganella (TN)	2200	428	49	23,5	9,5	4,3	81
Spiazzo Rendena (TN)	6400	1495	27	6,9	7,1	4,5	75
Garessio (CN)	15797	7746	19	-	4,8	-	75
Santa Maria Nuova (AN)	2500	617	38	-	8	-	79
Mezzocorona (TN)	22150	4190	45	4,9	8,8	2,3	80
Viareggio (LU)-CA	22600	7120	40	-	10	-	75
Viareggio (LU)-CA-MBR	30200	6000	47	4,2	7,7	3,7	84

L'efficacia del processo: la riduzione dei consumi energetici

È evidente che l'ottimizzazione dei sistemi di fornitura d'aria (istallazione di diffusori porosi (d.p.) ed inserimento di inverter), l'assenza del ricircolo della miscela aerata (R_{tot} pari a 1), l'ottimale utilizzo dell'ossigeno combinato e la flessibilità del sistema di controllo alle diverse condizioni di carico determinino una riduzione dei consumi energetici (Tab. 3.13). Le diminuzioni percentuali dei consumi energetici globali dell'intero impianto, dove disponibili, vanno dall'8%

al 26%. Il consumo specifico varia da 0,09 a 0,20 espresso in kWh/AEd e da 0,20 a 0,99 come kWh/m³, ovviamente il significato di tali parametri dipende fortemente dalla rete fognaria e dalle tecnologie installate. In particolare, data la presenza di impianti collegati a reti diverse, il consumo specifico per AE è il più significativo e definisce valori calcolati per l'intero impianto nettamente inferiori a quelli consigliati in letteratura, l'unica eccezione è rappresentata dall'impianto di Viareggio nella versione con MBR il cui consumo è comunque metà di quelli riscontrati in impianti analoghi a membrana.

Tabella 3.13 Impianti a CA: i consumi energetici

	Aerazione	Rete fognaria	Consumo Specifico		Rid. EE
			kWh/AEd	kWh/m ³	%
Faver (TN)	d.p.	Separata	0,11	0,86	8**
Fai della Paganella (TN)	d.p.	Separata	0,19	0,99	26
Spiazzo Rendena (TN)	d.p.	Separata	0,16	0,67	13
Garessio (CN)	d.p.	Mista	0,10	0,20	n.d.
Santa Maria Nuova (AN)	d.p.	Mista	0,14	0,55	n.d.
Mezzocorona (TN)	d.p.	Separata	0,09	0,48	10
Viareggio (LU) CA	d.p.	Mista	0,06 ^s	0,20 ^s	n.d.
Viareggio (LU) CA-MBR	d.p.	Mista	0,12 ^s	0,60 ^s	n.d.

** nonostante l'aumento dei carichi del 300% ^s solo impianto CA-MBR o CA e sollevamento

L'efficacia del processo: la riduzione della produzione dei fanghi

La riduzione della produzione fanghi è difficile da dimostrare come riduzione oggettiva delle tonnellate di fanghi che vengono prodotti in impianto, perché occorre disporre di impianti:

- ben monitorati in tutti i flussi affluenti ed effluenti;
- che non effettuino il trattamento in conto terzi, extrafognari;
- che abbia la filtrazione finale per escludere perdite improvvise di fanghi non computabili;
- che la rete non risenta di ingressi di terre quando si hanno piogge consistenti.

Il fatto è noto nella ricerca scientifica condotta a livello internazionale, ma è stato dimostrato solo a livello di impianti pilota. L'applicazione del processo a CA® in linea acque presso l'impianto di Spiazzo (provincia autonoma di Trento) ha permesso di verificare l'effetto della tecnologia in termini di riduzione della produzione dei fanghi di supero sulla base di completi ed esaustivi bilanci di massa. Infatti in tale impianto, vengono trattate solo acque reflue civili (non rifiuti liquidi e percolato di discarica), inoltre, la presenza di una filtrazione finale impedisce la fuga di solidi sospesi nell'effluente rendendo corretto il bilancio di massa.

I risultati (Tab. 3.14) sono esposti come produzione dei fanghi su base secca e su base umida, come carico di massa COD influente e come produzione specifica di fanghi durante il periodo di applicazione del processo AC rispetto allo stesso periodo per tre anni precedenti. La produzione dei fanghi (come t TS), durante l'applicazione AC, è stato ridotto di circa il 7%, rispetto allo stesso periodo del

2004 e del 2005, e fino al 33,5%, rispetto al 2006. Il calo osservato è simile considerando sia il peso in secco che umido. Inoltre, se computata più appropriatamente, facendo riferimento a produzioni specifiche (t TSprodotto vs t CODinfluyente), la diminuzione della quantità di fanghi è anche maggiore (v. Tab.3.14). Infatti, da un valore medio in tutti i periodi prima dell'applicazione dei CA di circa 0,307 tTStCOD-1 la produzione specifica di fanghi è diventata pari a 0,199 tTStCOD-1 con una riduzione del 24% rispetto allo stesso periodo del 2004, del 30% rispetto al 2005 e del 47% rispetto al 2006. L'alternanza delle fasi ossiche e anossiche determinando le condizioni ideali per il disaccoppiamento energetico della biomassa hanno permesso un Yobs pari a 0.163 kgTS/kgCODtrasformato.

Tabella 3.14 - Riduzione di fango Impianto di Spiazzo

	Produzione di fango		LCOD t	Produzione specifica di fango (tTS)(tCOD) ⁻¹
	t	t TS		
(Mag-Dic 2004) Pre AC	225	34.5	132	0.261
(Mag-Dic 2005) Pre AC	239	34.4	122	0.283
(Mag-Dic 2006) Pre AC	278	42.9	114	0.377
(Mag-Dic 2007) AC	214	32.1	161	0.199

L'efficacia del processo: la precipitazione del fosforo

Nello stesso impianto di Spiazzo è stato rilevato che, nonostante un aumento del Ptot in ingresso, il reagente di precipitazione (Al policloruro al 18%) è stato ridotto nel 2007 ed annullato nel 2008 (anno in cui il processo CA® ha lavorato per 12 mesi).

Il tutto è avvenuto con una concentrazione di Ptot immutata se non inferiore nell'effluente impianto (v. Tab. 3.15).

Tab.ella 3.15 - Impianto di Spiazzo - Consumi di reagenti per la rimozione chimica del fosforo

Anno	Ptot ingresso		Ptot uscita		Reagente di precipitazione base Al policloruro (Al2O3 18%) Kg/anno
	MEDIO mg/l	ISTANTANEO mg/l	MEDIO mg/l	N° campioni N°	
2006	3,1	4,1	1,2	52	7150
2007*	3,4	4,5	1,0	52	4440
2008	3,8	4,7	0,9	53	0

*Processo CA® attivo dal 1 maggio del 2007

L'evoluzione del processo: il processo a CA® in linea fanghi

Il processo a cicli alternati, attuato in modo consolidato in linea acque, ha evidenziato, attuando fasi alternate nel reattore biologico, la possibilità di condizionare le biomasse e determinare un disaccoppiamento energetico creando già in linea acque una riduzione della produzione dei fanghi.

L'individuazione di tale effetto in linea acque sulla riduzione della crescita delle biomasse ha dato il via alla possibilità di testare il processo in modalità innovativa e più spinta come trattamento biologico in linea fanghi rivolto ad un più incisivo decremento della produzione dei fanghi di supero. Il passaggio e l'attuazione del processo in linea fanghi si basa sulla valutazione che lo stress

ossico anossico applicato alle biomasse determini condizioni di disaccoppiamento energetico.

L'inibizione della sintesi di ATP che induce il disaccoppiamento metabolico nella biomassa e l'aumento della lisi cellulare con conseguente respirazione criptica dei substrati rilasciati sono determinati in una vasca dedicata al trattamento attuando fasi alternate su una quota dei fanghi provenienti dalla linea del ricircolo.

I fanghi sottoposti a condizioni ambientali specifiche controllate su base ORP vengono reinseriti in modalità continua nel reattore biologico della linea acque.

L'energia a disposizione per la crescita (fase anabolica) diminuisce e determina una riduzione del coefficiente di crescita eterotrofica.

Dirette conseguenze della modificazione cinetica della biomassa è rappresentata da un netto decremento della produzione di fanghi di supero ed una maggiore disponibilità di COD per la fase catabolica per la denitrificazione nel reattore biologico. Il sistema è controllato in modalità automatica tramite un software di gestione delle sonde e dell'elettromeccanica in vasca di trattamento derivante dal brevetto MC 2007000072 13.04.2007.

Performances e applicabilità del processo a CA® IN LINEA FANGHI

Il processo è attuato in un impianto civile, con potenzialità di progetto di 35.000 AE, ubicato in una località balneare e quindi soggetto ad una forte variabilità stagionale (15.000 AE in bassa stagione, 24.000 AE in alta stagione).

L'impianto è dotato di una linea acque composta da: 1- un comparto di denitrificazione e tre vasche di nitrificazione in parallelo (volume totale biologico 2000 m³); 2- due sedimentatori secondari e 3- un'unità di disinfezione.

La linea fanghi prevedeva, originariamente, un comparto di stabilizzazione aerobica, l'ispessimento e la disidratazione. Per l'applicazione della tecnologia, la vasca di stabilizzazione (volume utile 968 m³) è stata convertita a vasca di trattamento. Quest'ultima è alimentata con un'aliquota del fango di ricircolo e collegata al comparto di denitrificazione tramite telescopica. La portata di fango di supero viene estratta dal sedimentatore e inviata direttamente al post-ispessitore.

Le diverse condizioni ambientali favorevoli ai ceppi aerobici ed anaerobici facoltativi verificate in vasca di trattamento evidenziano tre periodi di stazionarietà: il periodo A di 49 giorni, corrispondente alla fase di start up, il periodo B di 128 giorni ed il periodo A' caratterizzato dalle medesime condizioni ambientali dello start-up ma di maggiore durata (88 giorni).

La determinazione del coefficiente globale di crescita netta nell'intero sistema, linea acque e vasca di trattamento, individua un Y_{obs} pari a 0,070 kgVSS/kgCOD_{rimosso} nel periodo A, pari a 0,157 kgVSS/kgCOD_{rimosso} nel periodo B e a 0,080 kgVSS/kgCOD_{rimosso} nel periodo A' (Tab. 3.16). Il bilancio che permette la determinazione dell' Y_{obs} considera tra i VSS prodotti anche i solidi sospesi normalmente presenti nell'effluente impianto che costituiscono una perdita fisiologica dei processi.

Si evidenzia come, a fronte di un SRT simile, l' Y_{obs} caratterizzante il periodo A' sia inferiore di circa il 30% rispetto a quello del periodo B.

Tabella 3.16 - Coefficiente globale di crescita

	d	SRT	Yobs reale
Periodo	kgVSS/kgCOD		
A – Start Up	49	93	0,070
B	128	32	0,157
A'	88	43	0,080

I dati ottenuti permettono un confronto (v. Tab. 3.17) con i coefficienti di crescita di altri processi applicati per il trattamento o la riduzione dei fanghi di supero biologico, evidenziando che l'Yobs ottenuto è, a meno del processo di ozonizzazione, nettamente inferiore a quello di tutti gli altri trattamenti analizzati.

Tabella 3.17 - Confronto tra i coefficienti globali di crescita

Tipologia di processo in Linea Fanghi	Yobs
	kgVSS/kgCOD _{rimosso}
Ultrasuoni	0,177
OSA	0,135
Cannibal	0,117
Cicli Alternati in Linea Fanghi	0,080
Ozonizzazione	0,075
Digestione Anaerobica	0,220

La riduzione della produzione dei fanghi di supero ha visto un immediato riscontro pratico nelle minori quantità globali di fango smaltite in discarica, nelle quali viene considerato anche l'apporto di una filiera di trattamento REF non interessata dal processo.

Rispetto ad una produzione media calcolata nel periodo precedente di 5,4 tonn/d di fango tal quale pari a 0,97 tonnTS/d (Tab. 3.18), l'attuazione del processo a Cicli Alternati in linea fanghi ha determinato una riduzione percentuale dei fanghi conferiti in discarica, espressi in tonnellate di secco, del 12%, 36% e 42% rispettivamente nei periodi A, B e A'.

La percentuale di riduzione calcolata nel periodo B risulta superiore rispetto a quella del periodo A in quanto fortemente influenzata dal quantitativo e dalla qualità dei REF conferiti (Tab. 3.18).

La valutazione delle produzioni provenienti unicamente dalla filiera della linea acque evidenzia, invece, come il quantitativo di fango prodotto nei periodi A e A' sia nettamente inferiore rispetto a quello del periodo B (0,19 tonnTS/d - A, 0,60 tonnTS/d - B, 0,29 tonnTS/d - A').

Tabella 3.18 - Fango conferito in discarica

Periodo	Fango smaltito			REFconferiti m ³ /d
	Fango REF+Rete		Fango Rete	
	tonn tq /d	tonn TS /d	tonn TS /d	
Periodo A	3,0	0,85	0,19	11
Periodo B	3,2	0,62	0,60	3
Periodo A'	2,7	0,56	0,29	6
Anno 2007	5,4	0,97	-	13

Il processo CA in linea fanghi e le prestazioni della linea acque

L'applicazione del processo di riduzione dei fanghi di supero non ha comportato un impatto negativo sulle prestazioni globali di trattamento. L'impianto mostra, infatti, rimozioni complessive pari al 93% per il COD, al 92% per l'N-NH₄, al 62% per il P-PO₄ e al 79% per l'N_{tot}, in linea con quelle registrate nel periodo precedente l'applicazione del processo. I valori medi delle velocità cinetiche di nitrificazione e denitrificazione in vasca biologica sono di 0,059 kgN-NH₄/kgVSSd per la costante cinetica di nitrificazione (k_n) e di 0,068 kgN-NO_x/kgVSSd per quella massima di denitrificazione (k_d). Nella vasca di trattamento la k_n è pari a 0,052 kgN-NH₄/kgVSSd e la k_d è pari a 0,069 kgN-NO_x/kgVSSd.

Tali valori confermano, ulteriormente, l'assenza di condizioni di criticità nella rimozione dei composti dell'azoto sia nella vasca di trattamento che nel comparto biologico.

Referenze reali - Ad oggi sono stati progettati e di seguito riportati (Tab. 3.19) 70 impianti di diversa taglia che adottano il processo CA® in linea acque per una penetrazione di mercato pari a circa 2,5 milioni di AE, per il prossimo futuro (due anni) sono stati contrattualizzati gli adeguamenti di 28 impianti corrispondenti ad una potenzialità globale di ulteriori circa 760.000 AE.

Il più recente processo CA® in linea fanghi vede ad oggi quattro esperienze (Tab. 3.19).

Tabella 3.19 - Impianti a Cicli Alternati in linea acque e in linea fanghi

Lista impianti attualmente operanti con la tecnologia dei "Cicli Alternati in Reattore Unico"® e con il sistema di controllo EasyGestWWTP®

N.	Impianto	Potenzialità AE	Anno	CA® in linea acque	CA® in linea fanghi
1	Santa Maria Nuova	3.500	2000	x	
2	Viareggio - Linea MBR	30.000	2005*	x	
3	Garessio	25.000	2005	x	
4	Falconara	piattaforma REF	2007	x	
5	Jesi	piattaforma REF	2007	x	
6	Fai della Paganella	5.200	2007	x	
7	Faver	4.500	2007	x	
8	Spiazzo	10.000	2007	x	
9	Mezzocorona	35.000	2008	x	
10	Grottazzolina	2.000	2009	x	
11	Lanciano	31.000	2009	x	
12	Castrezzato	6.000	2009	x	
13	SEA Ambiente S.r.l.(AN)	piattaforma REF	2009	x	
14	Tresigallo	16.000	2010	x	
15	Beinette	6.000	2010	x	
16	Aiello del Friuli	2.500	2010	x	
17	Serra dei Conti	8.000	2009	x	
18	Montelattiere	700	1998	x	
19	Morro d'Alba	2.500	2001	x	

*Viareggio forma CA

Lista impianti che partiranno nel 2010/2011 con la tecnologia dei “Cicli Alternati in Reattore Unico”® e con il sistema di controllo EasyGestWWTP®

N.	Impianto	Potenzialità	Anno	CA®	CA® in LINEA FANGHI
		AE			
1	Udine	200.000	2011	x	
2	San Giorio di Nogaro	400.000	2010	x	
3	Termoli	300.000	2011	x	
4	Comacchio	180.000	2010	x	
5	Bosco Mesola	6.000	2010	x	
6	Grottammare	35.000	2010	x	
7	San Benedetto del Tronto	180.000	2011	x	
8	Venarotta	1.950	2011	x	
9	Appignano del Tronto	1.700	2011	x	
10	Roccafluvione	1.950	2011	x	
11	Offida	4.950	2011	x	
12	Rovereto	95.000	2010	x	
13	Trento Sud	100.000	2011	x	
14	Lavis	30.000	2010	x	
15	Mezzocorona	35.000	2010	x	
16	Trento Nord	150.000	2011	x	
17	Arco	25.700	2010	x	x
18	Cavareno	20.000	2011	x	x
19	Cles	13.000	2011	x	
20	Malé	12.000	2011	x	
21	Molina di Ledro	4.500	2010	x	
22	Pieve di Bono	11.000	2011	x	
23	Pieve di Ledro	12.000	2010	x	
24	Riva San Nicolò	16.000	2010	x	
25	Santa Massenza	3.500	2010	x	
26	Storo	20.000	2011	x	
27	Taio	20.000	2011	x	
28	Campitello di Fassa	20.000	2011	x	
29	Canal San Bovo	10.000	2010	x	
30	Castello Tesino	7.500	2010	x	
31	Folgaria	24.000	2010	x	
32	Imer	30.000	2010	x	
33	Moena	17.000	2011	x	
34	Molina di Fiemme	7.500	2011	x	
35	Pozza di Fassa	40.000	2011	x	x
36	Tesero	50.000	2011	x	x
37	Castello di Fiemme	30.000	2011	x	
38	Abano Terme	35.000	2013	x	
39	Tecnoparco	50.000	2012	x	
40	SEA Ambiente	Piattaforma REF	2013	x	
41	Arielli	7.000	2014	x	
42	Carbonera	60.000	2014	x	x
46	Dronero	7.000	2011	x	
47	Porcari	40.000	2011	x	
48	Trenzano	7.000	2014	x	x
49	Paratico	70.000	2015	x	
50	Cuneo Centrale	200.000	2011	x	
51	Castions di Strada	5.000	2014	x	

“Sono molti gli articoli scientifici pubblicati sul Sistema in esame, di cui qui si ricordano i principali (Battistoni et al., 1998; Amoruso et al., 2000; Battistoni, Boccadoro, De Angelis, Amoruso, 2000; Battistoni et al., 2002; Cecchi et al., 2002; Battistoni et al., 2003; Bruculeri et al., 2005; Fatone et al., 2005; Battistoni et al., 2006; Battistoni et al., 2007; Battistoni et al., 2008; Carletti et al., 2007; Nardelli et al. 2008; Fatone et al., 2008; Eusebi et al., 2008; K. Engl et al., 2008; Nardelli et al., 2009; Eusebi et al., 2009; E.M. Battistoni et al., 2009; Troiani et al., 2009; Troiani et al., 2010; Nardelli et al. 2010)”

3.4.3. Tecnologie gestionali - Controlli su base informatica e telematica

Descrizione del sistema - Il processo e l'automatismo di controllo applicato in linea fanghi si sviluppa partendo dal consolidato processo a Cicli Alternati adottato in linea acque il quale ha lo scopo di ottenere la rimozione biologica dell'azoto per mezzo di una successione temporale di fasi aerobiche e di fasi anossiche. L'idea di attuare la tecnologia esposta per la riduzione della produzione dei fanghi di depurazione proviene dalla valutazione che le condizioni ambientali di stress ossico-anossico a cui la biomassa è sottoposta, con il processo a cicli, possano determinare condizioni di disaccoppiamento energetico e/o lisi cellulare, e conseguentemente una minore produzione di fanghi.

L'impianto è stato dotato di una scheda nodo e di un pc con software dedicato, dove sono stati fatti convergere i segnali delle sonde, dei misuratori di portata (Tab. 3.20) e delle utenze elettromeccaniche di interesse per la sperimentazione (Tab. 3.21). L'acquisizione dei segnali ha permesso sia il monitoraggio dell'intero processo tramite l'archiviazione dei dati e la loro graficizzazione online nonché la gestione automatica delle modalità operative necessarie alla realizzazione delle condizioni ambientali desiderate per la riduzione dei fanghi. Lo stato di accensione o spegnimento dei mixer e delle turbine in vasca di trattamento è infatti determinato dall'elaborazione svolta dal software dei segnali delle sonde OD e ORP presenti. Il tempo di lavoro delle pompe che inviano il fango dalla linea di ricircolo alla vasca di trattamento, è controllato su base tempo in modo da mantenere un HRT pari a 10 giorni.

Tabella 3.20 - Sonde e misuratori di portata

Sonda/Misuratore di Portata	Tipo	Posizione	Funzionalità del segnale
Misuratore di Portata	Venturi	Ingresso	Monitoraggio
Sonda TSS	Torbidometrica	DN	Telecontrollo
Sonda ORP	Elettrochimica	DN	Telecontrollo
Sonda OD	Cheminumilesenza	OX1	Telecontrollo
Sonda OD	Cheminumilesenza	OX2	Telecontrollo
Sonda OD	Cheminumilesenza	OX3	Telecontrollo
Sonda MLSS	Torbidometrica	Flusso di Ricircolo	Monitoraggio
Misuratore di Portata	Elettromagnetici	Flusso di Ricircolo	Monitoraggio
Misuratore di Portata	Elettromagnetici	Flusso Miscela Aerata	Monitoraggio
Misuratore di Portata	Elettromagnetici	Flusso al Trattamento	Monitoraggio
Sonda OD	Cheminumilesenza	Vasca Trattamento	Telecontrollo
Sonda MLSS	Torbidometrica	Vasca Trattamento	Telecontrollo
Sonda ORP	Elettrochimica	Vasca Trattamento	Telecontrollo
Misuratore di Portata	Venturi	Ingresso Disinfezione	Monitoraggio
Sonda TSS	Torbidometrica	Ingresso Disinfezione	Monitoraggio

Tabella 3.21 - Utenze elettromeccaniche

Utenze	Posizione	Modalità Controllo
Turbina 1	Vasca Trattamento	Setpoint Sonda - Timer
Turbina 2	Vasca Trattamento	Setpoint Sonda - Timer
Mixer 1	Vasca Trattamento	Setpoint Sonda - Timer
Mixer 2	Vasca Trattamento	Setpoint Sonda - Timer
Pompa 1 alimentazione vasca trattamento	Pozzetto Sedimentatore 1	Timer
Pompa 2 alimentazione vasca trattamento	Pozzetto Sedimentatore 2	Timer

Parametri di monitoraggio e di valutazione della riduzione

L'effettiva riduzione della produzione dei fanghi di supero è stata valutata attraverso la determinazione del coefficiente di crescita eterotrofica Y_h ($\text{kgVSS}/\text{kgCOD}_{\text{rimosso}}$) in vasca di trattamento e in vasca biologica e del coefficiente globale di crescita osservata Y_{obs} ($\text{kgVSS}/\text{kgCOD}_{\text{rimosso}}$).

Quest'ultimo risulta da un rigoroso bilancio di massa che, stabilito il periodo temporale in esame, considera come componenti del fango prodotto l'accumulo di biomassa in vasca di trattamento e in vasca biologica, il fango smaltito in discarica e i solidi sospesi presenti nell'effluente impianto.

Il substrato rimosso è valutato come la media delle differenze tra i carichi di massa di COD in ingresso e in uscita.

Il processo è stato monitorato anche attraverso la determinazione dei principali parametri fisico-chimici in tutte le operazioni unitarie in accordo con le metodiche APHA [6] e con la misura delle velocità di nitrificazione e denitrificazione.

La riduzione della produzione dei fanghi di supero ha visto un immediato riscontro pratico nelle minori quantità globali di fango smaltite in discarica, nelle quali viene considerato anche l'apporto di una filiera di trattamento REF non interessata dalla sperimentazione.

Rispetto ad una produzione media calcolata nel periodo precedente la sperimentazione di 5,4 tonn/d di fango tal quale pari a 0,97 tonnTS/d (Tab. 3.22), l'attuazione del processo a Cicli Alternati in linea fanghi ha determinato una riduzione percentuale dei fanghi conferiti in discarica, espressi in tonnellate di secco, del 12%, 36% e 42% rispettivamente nei periodi A, B e A'.

La percentuale di riduzione calcolata nel periodo B risulta superiore rispetto a quella del periodo A in quanto fortemente influenzata dal quantitativo e dalla qualità dei REF conferiti (Tab. 3.22).

La valutazione delle produzioni provenienti unicamente dalla filiera oggetto della sperimentazione evidenzia, invece, come il quantitativo di fango prodotto nei periodi A e A' sia nettamente inferiore rispetto a quello del periodo B (0,19 tonnTS/d - A, 0,60 tonnTS/d - B, 0,29 tonnTS/d - A').

Non è possibile un confronto specifico con l'annualità 2007 prima dell'applicazione della tecnologia poiché per tale periodo gli smaltimenti competenti ai REF non venivano distinti.

Tabella 3.22 - Fango conferito in discarica

Periodo	Fango smaltito			REFconferiti m ³ /d
	Fango REF+Rete		Fango Rete	
	tonn tq /d	tonn TS /d	tonn TS /d	
Periodo A	3,0	0,85	0,19	11
Periodo B	3,2	0,62	0,60	3
Periodo A'	2,7	0,56	0,29	6
Anno 2007	5,4	0,97	-	13

L'applicazione del processo di riduzione dei fanghi di supero non ha comportato un impatto negativo sulle prestazioni globali di trattamento. L'impianto mostra, infatti, rimozioni complessive pari al 93% per il COD, al 92% per l' N-NH₄, al 62% per il P-PO₄ e al 79% per l'Ntot, in linea con quelle registrate nel periodo precedente la sperimentazione.

I valori medi delle velocità cinetiche di nitrificazione e denitrificazione in vasca biologica sono di 0,059 kgN-NH₄/kgVSSd per la costante cinetica di nitrificazione (k_n) e di 0,068 kgN-NO_x/kgVSSd per quella massima di denitrificazione (k_d). Nella vasca di trattamento la k_n è pari a 0,052 kgN-NH₄/kgVSSd e la k_d è pari a 0,069 kgN-NO_x/kgVSSd. Tali valori confermano, ulteriormente, l'assenza di condizioni di criticità nella rimozione dei composti dell'azoto sia nella vasca di trattamento che nel comparto biologico.

L'applicazione del processo biologico a Cicli Alternati in linea fanghi in un impianto reale ha evidenziato quanto segue:

- l'ambiente anossico-anaerobico per la crescita specifica dei microrganismi facoltativi ha evidenziato una modificazione dei comportamenti cinetici di crescita della biomassa eterotrofica con una riduzione del 13% nella vasca di trattamento e fino al 14% nel comparto biologico;
- alle stesse condizioni operative il bilancio di massa complessivo dell'impianto ha permesso di calcolare una produzione reale di fanghi di supero (Y_{obs} 0,070 kgVSS/kgCOD per il periodo A e 0,080 kgVSS/kgCOD per il periodo A') inferiore rispetto a quella ottenibile con altri processi biologici o chimico-fisici di riduzione e drasticamente più bassa rispetto a quella evidenziata in impianti di medie-alte dimensioni che adottano la digestione anaerobica in linea fanghi;
- le efficienze di rimozione dei nutrienti (N e P) e le costanti cinetiche misurate si mantengono invariate rispetto al periodo precedente la sperimentazione evidenziando che il surnatante della vasca di trattamento non impatta negativamente sul processo biologico della linea acque.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di contatti avuti con i detentori della tecnologia.

3.5. Inserimento delle tecnologie innovative nelle realtà esistenti e quadro di sintesi dei criteri di adattabilità

In generale le tecnologie innovative si presentano ciascuna con “range applicativi” ben individuati e sperimentati sia sul piano progettuale che tecnologico e costruttivo.

Alcune di esse hanno subito nel tempo evoluzioni e/o modifiche in funzione dei risultati ottenuti ed in particolare passando dalla scala sperimentale a quella delle realizzazioni impiantistiche su scala reale.

Partendo da questi percorsi sono trattati e qui sinteticamente riportati alcuni criteri di adattabilità delle tecnologie TRF alle realtà impiantistiche più diffuse ed attualmente in esercizio.

3.5.1. Adattabilità alle dimensioni

Una prima classificazione orientativa delle tecnologie TRF (par. 1.1.) può essere redatta in base alle dimensioni impiantistiche; infatti i costruttori e detentori dei brevetti associano spesso l’adattabilità del sistema proposto a ben definiti valori di “targa” dell’impianto in esame.

Le esperienze acquisite in campo suggeriscono le seguenti possibili combinazioni operative.

TECNOLOGIE PREVENTIVE TRFa

Sistema	Dimensione impianto considerato potenzialita'. (A.E.)	Referenze: A.E.
BIOLISI ENZIMATICA	50.000 ÷ 60.000	Verberie 3.000 Kurosaki 60.000
CANNIBAL	50.000 ÷ 100.000	Levico 35.000 -70.000 Siemens Turchia 100.000 – 150.000 42 impianti in USA
IMPIANTO MBR	≥ 100.000	Brescia 30.000 Altri 100 impianti nel mondo
OZONOLISI	50.000 ÷ 100.000	Caronno Pertusella 100.000 Prato 20.000
BIOLISI O	50.000 ÷ 100.000	
DISINTEGRAZIONE ULTRASUONI	≥ 100.000	Villach 200.000 Cesena 120.000 Imola 50.000 Monguelfo 40.000 Pozna 750.000 Darmstadt Sud 30.000
DISINTEGRAZIONE MECCANICA	≥ 100.000	Praga. Aachen Soers.

TECNOLOGIE TERMINALI TRFf

Sistema	Dimensione impianto considerato potenzialita'. (A.E.)	Referenze: A.E.
TERMOLISI	50.000 - 200.000	Saumur 60.000 Sivo 75.000 Tergnier 60.000 Monza San Rocco 650.000
DIGELIS TURBO	≥ 100.000	Bruxelles Nord 900.000 Dublino 1.200.000 Brisbane 600.000
OX AD UMIDO	≥ 300.000 ÷ 400.000	Athos Siba: Trucazzano 165.000 Ladurner Rovereto 200.000

TECNOLOGIE GESTIONALI TRFg

Non presentano limiti dimensionali di adattabilità

Sistema	Dimensione impianto considerato potenzialita'. (A.E.)	Referenze: A.E.
ENZIMI	≥ 50.000 (*)	Punta Vagno > 100.000 Altri 10 impianti
CICLI ALTERNATI	≥ 30.000 (*)	Mezzocorona 35.000 Viareggio 30.000 Altri 28 impianti
CONTROLLI INF./ TEL.	≥ 50.000 (*)	

(*) Dimensioni ottimali

3.5.2. Adattabilità in relazione alla composizione delle linee di depurazione

Per alcune tecnologie TRF le performances ottenibili necessitano della presenza o meno nell'impianto da modificare di alcune fasi di trattamento fondamentali per il loro inserimento.

Di tali esigenze si esemplificano alcuni fattori di compatibilità impiantistica tra i più significativi.

Fasi presenti	Fattori di compatibilità
Decantazione primaria	Non necessaria per processo Cannibal e Biolisi enzimatica
Fasi di nitrificazione - denitrificazione	Necessaria al processo Cannibal
Digestione anaerobica	Necessaria alla termolisi e al processo Digelis E
Linea produzione O ₃	Ozonolisi immediatamente applicabile
Necessità di integrazione ossidativi	Ozonolisi

3.5.3. Adattabilità al territorio circostante: impatto ambientale

Un risultato migliorativo verso l'occupazione di suolo e spazi può essere ottenuto in caso di nuove progettazioni più compatte e nel recupero di vasche da un vecchio impianto ove ne occorra ristrutturare i sistemi di ossidazione o le parti elettromeccaniche in generale.

Scegliendo ad esempio la tecnologia MBR, l'impostazione ex-novo delle linee biologiche porta di per sé a sistemi che, mirati alla minore produzione di fango, attraverso l'impiego di sistemi di processo intensivi (maggiori concentrazioni in vasca, quindi maggiore età del fango) e/o accessori agli stessi (sistemi gestionali di riduzione del fango), incidono notevolmente anche nel ridurre le dimensioni delle linee di gestione del fango stesso.

Il raggiungimento di questi obiettivi è particolarmente desiderato qualora vi siano spazi o contesti ambientali difficili le aree densamente abitate in cui la movimentazione ed il trasporto dei fanghi risultano ad esempio frequentemente critiche.

3.5.4. Adattabilità alle condizioni dell'impianto esistente

In situazioni di particolare difficoltà funzionali dei bacini ossidativi e quando lo stato di usura meccanica delle apparecchiature utilizzate in fase di aerazione ne consigli la sostituzione, si possono valutare alcune combinazioni integrative tra i nuovi processi ossidativi e le tecnologie TRF.

L'adattabilità di alcune di esse può essere comunque più o meno ampia anche in funzione di fattori già presenti nel processo esistente e spesso condizionati dagli spazi disponibili. Tipico è l'esempio di un impianto a turbine su vasche in cui si opera la nitrificazione. In questo caso l'ozonolisi potrebbe incrementare l'apporto di O₂ e l'efficienza del processo in atto.

Alternativamente il sistema MBR potrebbe viceversa ottimizzare l'impiego dei bacini esistenti di nitrificazione e denitrificazione.

Entrambe le soluzioni portano comunque ad una riduzione del fango prodotto.

3.5.5. Adattabilità a criticità funzionali legate anche alla natura del fango

Nei casi dove siano già evidenti produzioni di fanghi filamentosi dovuti a situazioni persistenti di carico in ingresso non equilibrato, di squilibri dovuti a scarichi misti urbani ed industriali, di situazioni di sottocarico per sovradimensionamento dei bacini esistenti, di rendimenti ossidativi non ottimali, ecc. si possono ancora considerare forme diverse di inserimento di alcune TRF in termini integrativi al sistema biologico in esame.

Queste possibilità sono per lo più attribuibili alle tecnologie TRFa applicabili sulla linea acque ed in particolare all'ozonolisi ed ai cicli alternati.

Capitolo 4

Ricognizioni conoscitive sugli impianti oggetto di casi di studio

4.1. Impianto di Pero - Bacino Olona

4.1.1. Situazione esistente

L'impianto costruito nel 1980 al confine tra i Comuni di Pero e Milano, ha subito nel corso degli anni '80 e sino ad oggi, numerosi interventi di potenziamento e di adeguamento tecnico per soddisfare il trend delle esigenze depurative in relazione sia all'incremento del bacino d'utenza da servire sia all'evoluzione normativa nel tempo, più severa e restrittiva.

Gli interventi più recenti hanno riguardato sia il completamento della configurazione di base dell'impianto, sia l'inserimento di alcune specifiche sezioni di trattamento della linea acque (defosfatazione chimica, filtrazione finale, disinfezione) e della linea fanghi (ispessimento).

L'insediamento sino ad oggi realizzato risulta di proprietà della Soc. IANOMI; la gestione è viceversa affidata alla Soc. AMIACQUE.

La potenzialità nominale di progetto è stata assunta pari a 720.000 AE distribuiti in 21 Comuni dell'area Nord - Ovest della Provincia di Milano, ciascuno dei quali allacciato alla rete dei collettori che alimentano l'impianto.

L'attuale potenzialità - rilevazione al 2009 - è comunque assai inferiore e corrisponde a 360.000 A.E. serviti, di cui un 35% - 40% attribuibile ad utenze industriali. Tenuto conto che gli abitanti di Rho per un 50% circa e di Lainate, non sono ancora allacciati all'impianto, una volta completatisi i lavori di collettamento dei reflui allo stesso, il numero degli AE serviti salirebbe a 400.000 unità.

Dai dati gestionali sembra tuttavia che il carico organico unitario presenti un indice medio di 54 g BOD5/ab x giorno, più realistico quindi rispetto ai 60 g inizialmente previsti nei documenti progettuali.

Sotto questo aspetto i liquami in ingresso possono essere classificati come di medio-basso carico inquinante, caratteristica rilevabile anche dalle prestazioni dei sedimentatori primari.

Sulla base della documentazione progettuale e da successive rilevazioni eseguite a più riprese da diversi enti, l'impianto presenta in ingresso il seguente quadro operativo.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	720.000	360.000 (420.000)
- Frazione a.e. civili	50%	60 - 65%
- Frazione a.e. industriali	50%	35 - 40%
- Portata media giornaliera		80.000 mc
- Portata media di tempo asciutto in mc/s	2	1

4.1.2. Sezioni di trattamento

Nel suo assetto attuale l'impianto comprende le seguenti fasi di trattamento:

Linea acque:

- grigliatura grossolana e fine;
- dissabbiatura/disoleatura/preaerazione;
- sedimentazione primaria;
- sollevamento intermedio liquami;
- trattamento biologico;
- sedimentazione secondaria;
- sollevamento fanghi di ricircolo e supero;
- sollevamento finale liquami;
- defosfatazione chimica;
- filtrazione finale;
- disinfezione.

Linea fanghi:

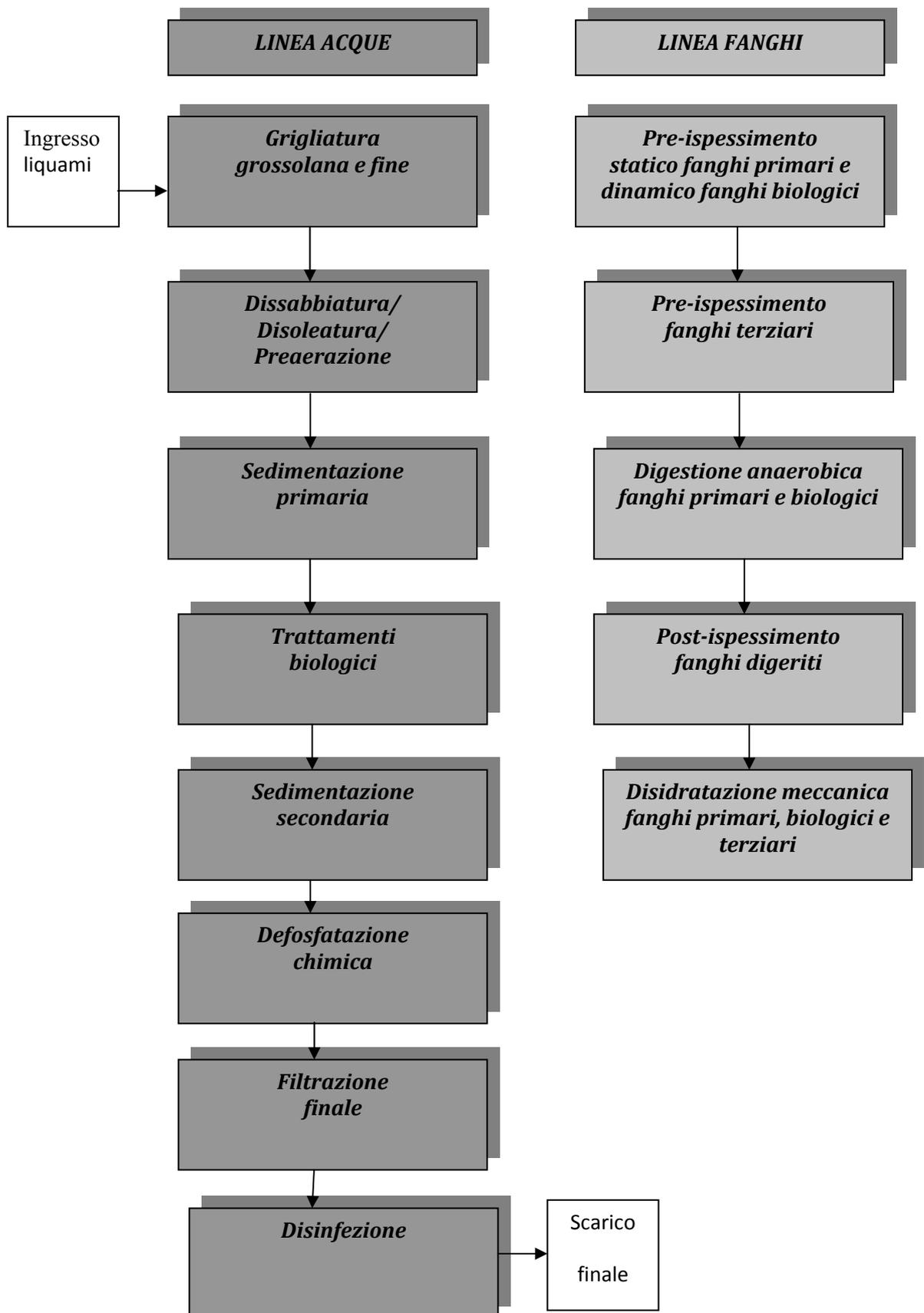
- pre-ispessimento statico dei fanghi primari e di terzo stadio;
- pre-ispessimento dinamico dei fanghi biologici;
- digestione anaerobica fanghi primari e biologici;
- post-ispessimento fanghi digeriti;
- disidratazione meccanica fanghi primari e biologici con centrifughe;
- disidratazione meccanica fanghi terziari con filtropresse.

L'area è dotata di un sistema di deodorizzazione a servizio dei comparti di trattamento del primario e del secondario della linea acque e degli ispessitori della linea fanghi.

L'insieme degli impianti comprende inoltre un gasometro, una unità di cogenerazione e la centrale termica che utilizzano entrambe il biogas prodotto ed un impianto di desolfurazione gas disposto a monte dei motori.

La (Fig. 4.50) riporta lo schema generale a blocchi dell'impianto con le filiere di processo della linea acque e della linea fanghi.

Figura. 4.50 - Schema generale a blocchi impianto



Lo schema a blocchi può essere così sinteticamente illustrato.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Grigliatura grossolana e fine	Il comparto di grigliatura è dotato di 6 griglie complessive.
Dissabbiatura/Disoleatura	La fase di dissabbiatura e disoleazione avviene su 3 moduli
Sedimentazione primaria	La sedimentazione primaria si compone di 4 sedimentatori circolari
Sollevamento intermedio liquami	E' presente un manufatto di sollevamento con 6 pompe
Trattamento biologico	Il trattamento biologico dei reflui avviene su due linee. La successione dei bacini di trattamento è la seguente: - pre-denitrificazione; - nitrificazione; - post-denitrificazione; - riaerazione. I bacini comprendono i relativi manufatti di alloggiamento per le pompe di ricircolo della miscela aerata e i canali di distribuzione dei fanghi di ricircolo e della miscela aerata.
Sedimentazione secondaria	La sedimentazione secondaria è distribuita su 6 bacini circolari
Sollevamento fanghi di ricircolo e supero	Il manufatto di sollevamento accoglie complessivamente 8 pompe di servizio
Sollevamento finale liquami	Il manufatto di sollevamento dei liquami, resosi necessario a seguito dell'inserimento dei trattamenti terziari, è equipaggiato con 6 pompe di servizio.
Defosfatazione chimica	Esiste un bacino ripartito su due sezioni uguali e parallele. In funzione del periodo di esercizio (estivo, invernale, ecc), è prevista la rimozione chimica del fosforo in post-precipitazione mediante dosaggio di cloruro ferrico.
Filtrazione finale	L'impianto disposto a servizio delle due linee è distribuito su 12 filtri meccanici in tela.
Disinfezione con biossido di cloro	L'impianto opera a servizio delle due linee di trattamento.
Pre-ispessimento statico dei fanghi primari	Sono installati 2 preispessitori in c.a. di tipo statico
Pre-ispessimento dinamico fanghi biologici	Sono installati 3 ispessitori dinamici di fanghi di supero del tipo a tamburo rotante.
Pre-ispessimento fanghi terziari	E' installato un ispessitore di tipo statico dei fanghi terziari.
Digestione anaerobica fanghi primari e biologici	Sono installati 3 digestori anaerobici, di cui due di recente realizzazione. Nell'area adiacente esiste lo spazio per la realizzazione di una quarta unità.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Post-ispessimento fanghi digeriti	Sono installati 2 post-ispessitori di tipo statico.
Disidratazione meccanica e stoccaggio finale fanghi	Alla prima linea dell'impianto dotata di una sezione di disidratazione meccanica su 2 filtropresse a piastre, di recente sono stata installate altre 3 nuove centrifughe ad alta efficienza. E' previsto che a regime, la disidratazione dei fanghi terziari avverrà mediante filtropresse mentre quella dei fanghi primari e biologici con le centrifughe, essendo queste ultime in grado di assicurare un contenuto di sostanza secca del 28-30%.
Unità di deodorizzazione	L'impianto è dotato di un sistema di deodorizzazione a servizio di quei comparti delle due linee che risultano dotati di copertura ed in particolare: <ul style="list-style-type: none"> - grigliatura meccanica grossolana e fine - dissabbiatura-disoleatura - sedimentazione primaria - ossidazione biologica - pre e post ispessimento fanghi - disidratazione meccanica fanghi Per il trattamento dell'aria sono utilizzate due tipologie impiantistiche: <ul style="list-style-type: none"> - unità di abbattimento a lavaggio atomizzato, a servizio dei comparti di dissabbiatura, sedimentazione primaria, trattamento biologico, ispessimento dinamico fanghi; - biofiltri a servizio degli ispessitori statici.
Cogenerazione e centrale termica	Presso l'impianto sono installati un gasometro, un impianto di cogenerazione su due gruppi; una centrale termica su 3 caldaie ed un impianto di desolforazione del biogas a monte dei motori.

Le (Figure 4.51, 4.52, 4.53 e 4.54) riportano rispettivamente:

- la planimetria generale;
- foto aerea;
- lo schema funzionale della linea liquami;
- lo schema funzionale della linea fanghi.

Figura. 4.51 - Planimetria generale

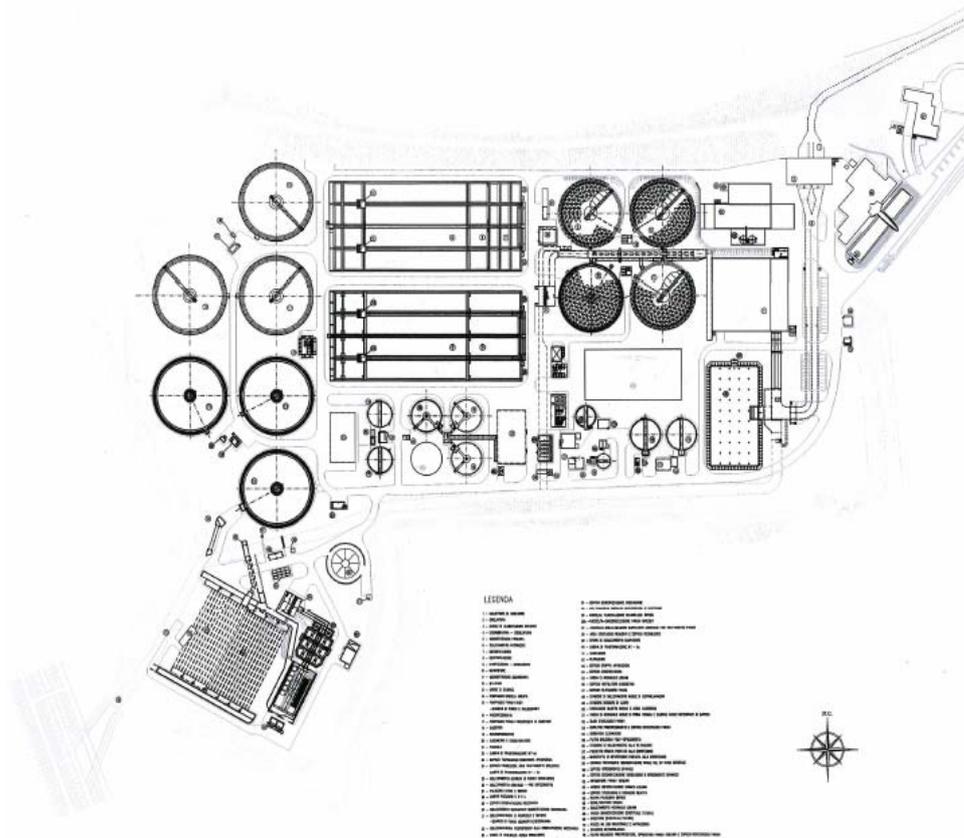


Figura. 4.52 - Foto aerea

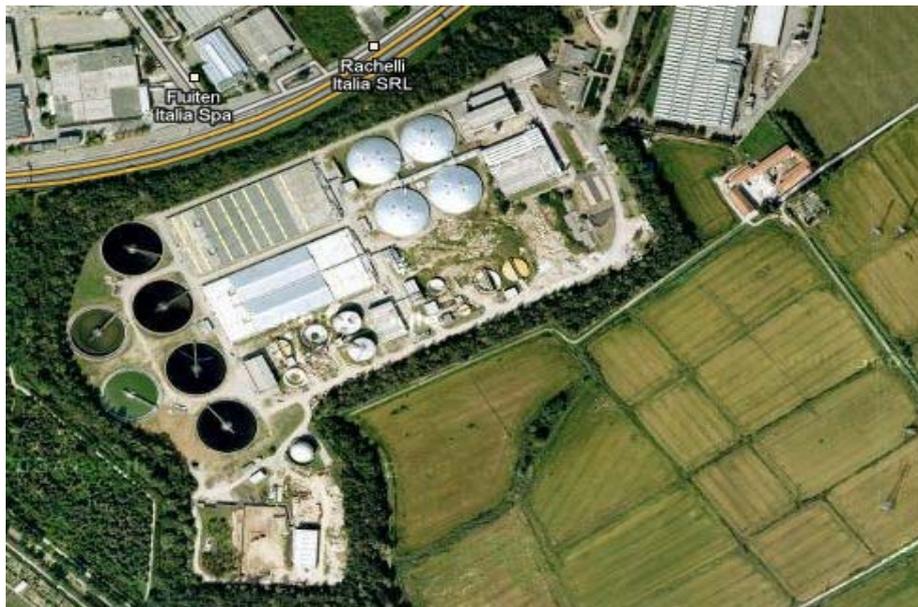
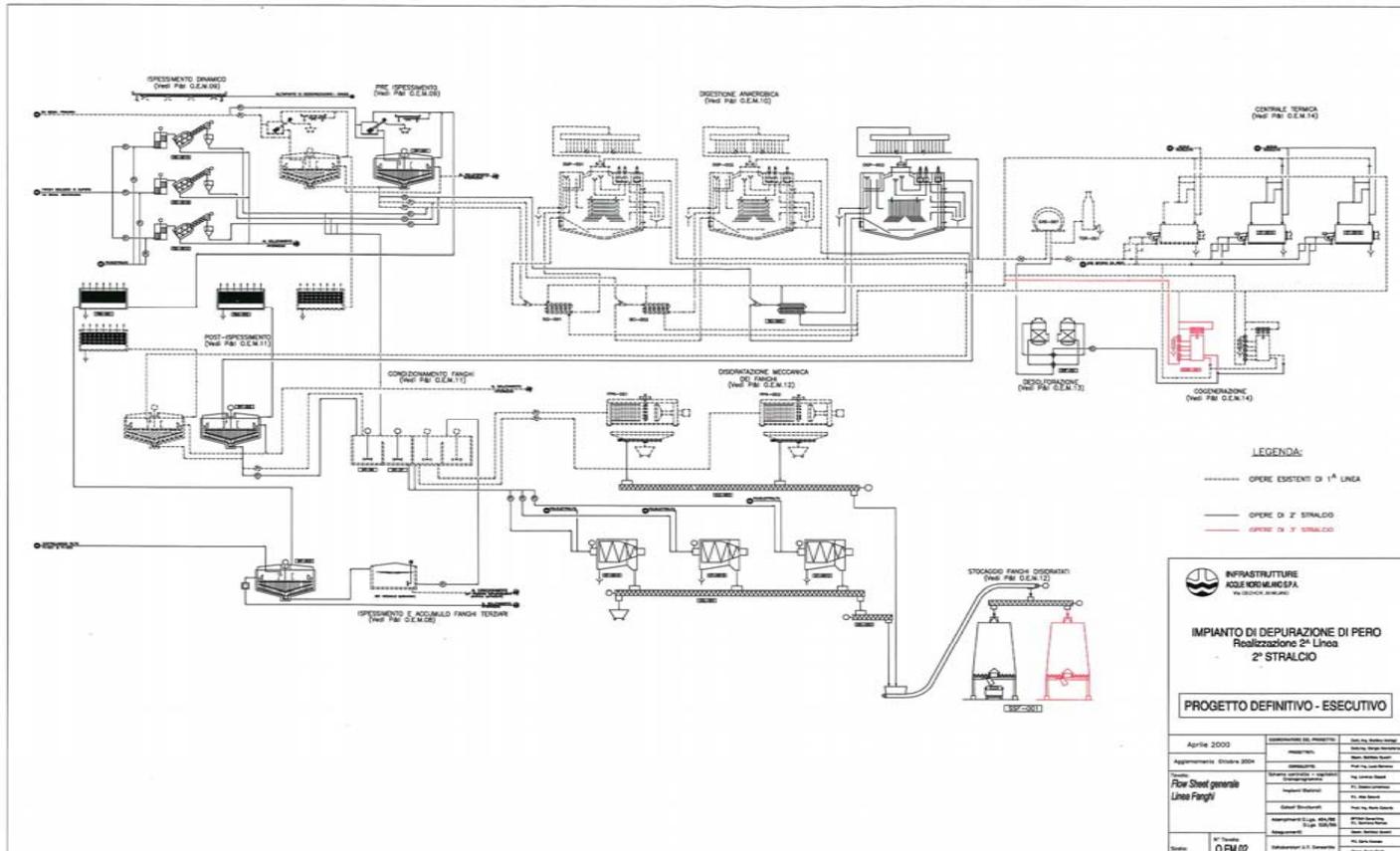


Figura .4.54: Schema funzionale linea fanghi



Dall'esame d'insieme delle linee di processo, così come risultano attualmente strutturate, relativo agli aspetti funzionali, agli interventi di up grading, al trattamento dei fanghi, all'utilizzazione energetica del biogas ecc., sono state dedotte le osservazioni riportate successivamente al par. 4.1.3

4.1.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, di potenzialità superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' \geq 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performance dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella tabella seguente.

I dati si riferiscono alla media dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore secondo gli standard definiti dall'ARPA nell'anno 2007.

Parametro	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	% Abbattimento
BOD5	98,8	9,3	91%
COD	219,7	32,8	85%
SST	88,2	10,3	88%
P-TOT	3,4	2,0	41%
N-TOT	26,7	12,2	54%

I dati indicati, essendo riferiti all'anno 2007 quando cioè erano ancora in corso di realizzazione le opere di adeguamento alla normativa regionale evidenziano che:

- l'impianto consegue rendimenti di rimozione che garantiscono il rispetto dei limiti allo scarico per i parametri BOD₅, COD e SST;
- i rendimenti di rimozione dell'azoto totale e del fosforo totale viceversa non rispettano i limiti di emissione allo scarico previsti dal Regolamento regionale n. 3/2006 al 31.12.2008.

Tali risultanze hanno quindi comportato la necessità di prevedere ulteriori interventi a livello impiantistico, completatisi a cavallo del 2009-2010 e consistenti in opere del cosiddetto terzo stadio. Gli interventi di potenziamento e di adeguamento tecnologico hanno interessato, per la linea acque, i trattamenti primari e i secondari. Quelli relativi ai trattamenti terziari hanno riguardato la

rimozione chimica del fosforo, il potenziamento della fase di filtrazione esistente e la disinfezione con biossido di cloro.

Gli interventi di potenziamento e adeguamento tecnologico hanno incluso infine anche la linea fanghi ed in particolare le fasi di preispessimento, digestione anaerobica e post-ispessimento.

Una volta concluse le diverse fasi di avviamento relative alle nuove opere ed espletate le operazioni di collaudo sarà possibile, sulla base dei monitoraggi programmati, verificare in via ultima il rispetto dei limiti allo scarico per azoto e fosforo.

A completamento ed integrazione dei dati analitici precedenti si riporta la (Tab. 4.23) dei monitoraggi eseguiti direttamente da AMIACQUE nel 2009.

Tabella. 4.23: Monitoraggio 2009

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m3/d]	BOD5 [mg/L] O2	COD [mg/L] O2	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
ingresso	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	93.759	70	168	61	2,9	18
scarico	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	93.759	<10	<20	7	2,5	11
ingresso	medio 24 ore	10-giu-09	coperto	103.752	70	122	40	1,4	14
scarico	medio 24 ore	10-giu-09	coperto	103.752	<10	26	<5	2,1	14
ingresso	medio 24 ore	17-giu-09	sereno	103.752	85	238	71	3,1	24
scarico	medio 24 ore	17-giu-09	sereno	103.752	16	37	<5	4,9	13
ingresso	medio 24 ore	24-giu-09	sereno	98.784	90	171	74	2,8	18
scarico	medio 24 ore	24-giu-09	sereno	98.784	<10	25	9	0,7	11
ingresso	medio 24 ore	01-lug-09	sereno	78.457	75	153	57	2,6	18
scarico	medio 24 ore	01-lug-09	sereno	78.457	<10	<20	7	1,8	9
ingresso	medio 24 ore	08-lug-09	sereno	142.090		78	32	1,5	10
scarico	medio 24 ore	08-lug-09	sereno	142.090	<10	<20	12	1,2	8
ingresso	medio 24 ore	14-lug-09	sereno	49.297	75	193	69	3,0	20
scarico	medio 24 ore	14-lug-09	sereno	49.297	<10	<20	<5	2,8	16
ingresso	medio 24 ore	22-lug-09	sereno	65.426	90	220	82	2,9	21
scarico	medio 24 ore	22-lug-09	sereno	65.426	<10	28	<5	2,0	13
ingresso	medio 24 ore	29-lug-09	sereno	65.408	60	154	70	2,4	20
scarico	medio 24 ore	29-lug-09	sereno	65.408	<10	33	19	2,3	14
ingresso	medio 24 ore	05-ago-09	sereno	61.425	65	142	67	2,5	17
scarico	medio 24 ore	05-ago-09	sereno	61.425	<10	26	<5	1,4	13
ingresso	medio 24 ore	12-ago-09	sereno	44.372	60	172	25	3,3	21
scarico	medio 24 ore	12-ago-09	sereno	44.372	<10	<20	<5	0,9	9
ingresso	medio 24 ore	19-ago-09	sereno	45.417	45	126	48	2,4	17
scarico	medio 24 ore	19-ago-09	sereno	45.417	<10	<20	<5	2,3	16
ingresso	medio 24 ore	26-ago-09	sereno	55.541	60	161	66	2,4	20
scarico	medio 24 ore	26-ago-09	sereno	55.541	10	<20	7	1,8	15
ingresso	medio 24 ore	02-set-09	sereno	67.365	75	252	84	3,2	23
scarico	medio 24 ore	02-set-09	sereno	67.365	<10	27	10	2,2	15
ingresso	medio 24 ore	09-set-09	sereno	68.463	85	217	95	3,4	21
scarico	medio 24 ore	09-set-09	sereno	68.463	<10	27	10	2,5	11
ingresso	medio 24 ore	16-set-09	pioggia	231.516	50	150	65	2,7	15
scarico	medio 24 ore	16-set-09	pioggia	231.516	<10	35	14	1,7	8
ingresso	medio 24 ore	23-set-09	sereno	63.679	80	124	95	3,7	18
scarico	medio 24 ore	23-set-09	sereno	63.679	<10	34	8	1,7	9
ingresso	medio 24 ore	30-set-09	sereno	64.338	145	263	99	4,5	24
scarico	medio 24 ore	30-set-09	sereno	65.338	16	65	34	3,0	9
ingresso	medio 24 ore	07-ott-09	sereno	63.118	175	302	106	4,4	33
scarico	medio 24 ore	07-ott-09	sereno	63.118	<10	<20	<5	3,7	10

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m3/d]	BOD5 [mg/L] O2	COD [mg/L] O2	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
ingresso	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	93.759	70	168	61	2,9	18
scarico	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	93.759	<10	<20	7	2,5	11
ingresso	medio 24 ore	10-giu-09	coperto	103.752	70	122	40	1,4	14
scarico	medio 24 ore	10-giu-09	coperto	103.752	<10	26	<5	2,1	14
ingresso	medio 24 ore	17-giu-09	sereno	103.752	85	238	71	3,1	24
scarico	medio 24 ore	17-giu-09	sereno	103.752	16	37	<5	4,9	13
ingresso	medio 24 ore	24-giu-09	sereno	98.784	90	171	74	2,8	18
scarico	medio 24 ore	24-giu-09	sereno	98.784	<10	25	9	0,7	11
ingresso	medio 24 ore	01-lug-09	sereno	78.457	75	153	57	2,6	18
scarico	medio 24 ore	01-lug-09	sereno	78.457	<10	<20	7	1,8	9
ingresso	medio 24 ore	08-lug-09	sereno	142.090		78	32	1,5	10
scarico	medio 24 ore	08-lug-09	sereno	142.090	<10	<20	12	1,2	8
ingresso	medio 24 ore	14-lug-09	sereno	49.297	75	193	69	3,0	20
scarico	medio 24 ore	14-lug-09	sereno	49.297	<10	<20	<5	2,8	16
ingresso	medio 24 ore	22-lug-09	sereno	65.426	90	220	82	2,9	21
scarico	medio 24 ore	22-lug-09	sereno	65.426	<10	28	<5	2,0	13
ingresso	medio 24 ore	29-lug-09	sereno	65.408	60	154	70	2,4	20
scarico	medio 24 ore	29-lug-09	sereno	65.408	<10	33	19	2,3	14
ingresso	medio 24 ore	05-ago-09	sereno	61.425	65	142	67	2,5	17
scarico	medio 24 ore	05-ago-09	sereno	61.425	<10	26	<5	1,4	13
ingresso	medio 24 ore	12-ago-09	sereno	44.372	60	172	25	3,3	21
scarico	medio 24 ore	12-ago-09	sereno	44.372	<10	<20	<5	0,9	9
ingresso	medio 24 ore	19-ago-09	sereno	45.417	45	126	48	2,4	17
scarico	medio 24 ore	19-ago-09	sereno	45.417	<10	<20	<5	2,3	16
ingresso	medio 24 ore	26-ago-09	sereno	55.541	60	161	66	2,4	20
scarico	medio 24 ore	26-ago-09	sereno	55.541	10	<20	7	1,8	15
ingresso	medio 24 ore	02-set-09	sereno	67.365	75	252	84	3,2	23
scarico	medio 24 ore	02-set-09	sereno	67.365	<10	27	10	2,2	15
ingresso	medio 24 ore	09-set-09	sereno	68.463	85	217	95	3,4	21
scarico	medio 24 ore	09-set-09	sereno	68.463	<10	27	10	2,5	11
ingresso	medio 24 ore	16-set-09	pioggia	231.516	50	150	65	2,7	15
scarico	medio 24 ore	16-set-09	pioggia	231.516	<10	35	14	1,7	8
ingresso	medio 24 ore	23-set-09	sereno	63.679	80	124	95	3,7	18
scarico	medio 24 ore	23-set-09	sereno	63.679	<10	34	8	1,7	9
ingresso	medio 24 ore	30-set-09	sereno	64.338	145	263	99	4,5	24
scarico	medio 24 ore	30-set-09	sereno	65.338	16	65	34	3,0	9
ingresso	medio 24 ore	07-ott-09	sereno	63.118	175	302	106	4,4	33
scarico	medio 24 ore	07-ott-09	sereno	63.118	<10	<20	<5	3,7	10
ingresso	medio 24 ore	14-ott-09	sereno	65.065	150	275	84	5,1	27
scarico	medio 24 ore	14-ott-09	sereno	65.065	<10	23	9	1,9	9
ingresso	medio 24 ore	21-ott-09	variabile	65.728	135	263	55	4,0	26
scarico	medio 24 ore	21-ott-09	variabile	65.728	<10	28	14	2,8	11
ingresso	medio 24 ore	28-ott-09	sereno	66.941	95	155	85	2,8	25
scarico	medio 24 ore	28-ott-09	sereno	66.941	<10	27	19	2,8	10
ingresso	medio 24 ore	04-nov-09	sereno	68.962	105	260	130	3,5	25
scarico	medio 24 ore	04-nov-09	sereno	68.962	5	31	11	1,6	9
ingresso	medio 24 ore	11-nov-09	sereno	72.240	115	242	94	3,7	29
scarico	medio 24 ore	11-nov-09	sereno	72.240	<10	26	<5	2,1	14
ingresso	medio 24 ore	18-nov-09	sereno	58.191	125	313	114	4,7	35
scarico	medio 24 ore	18-nov-09	sereno	58.191	<10	27	10	1,6	14
ingresso	medio 24 ore	25-nov-09	variabile	86.414	120	227	73	4,1	33
scarico	medio 24 ore	25-nov-09	variabile	86.414	16	20	11	2,0	11
ingresso	medio 24 ore	02-dic-09	sereno	113.906	55	208	90	2,8	25
scarico	medio 24 ore	02-dic-09	sereno	113.906	34	118	19	1,5	14
ingresso	medio 24 ore	16-dic-09	sereno	84.099	145	260	114	4,4	29
scarico	medio 24 ore	16-dic-09	sereno	84.099	30	33	14	3,4	16
ingresso	medio 24 ore	23-dic-09	neve	96.245	76	234	193	6,9	22
scarico	medio 24 ore	23-dic-09	neve	96.245	40	67	24	1,2	10

Fonte: AMIACQUE

Tra gli ulteriori interventi che la Società IANOMI prevede di realizzare in futuro per avviare a completamento il programma di bonifica del comprensorio sono di particolare rilievo quelli che interessano i sistemi di collettamento ancora da completare nel bacino di utenza dell'impianto ed in particolare:

- le opere di collettamento per allacciare nel prossimo biennio circa 60.000 AE residenti nelle aree urbanizzate del territorio ancora non servite da depurazione;
- le opere di collettamento per allacciare nel prossimo quinquennio, ulteriori aree del territorio in cui saranno presenti insediamenti infrastrutturali di tipo non abitativo, come ad esempio il complesso dei padiglioni dove si svolgerà l'EXPO 2015.

Infine è in corso di elaborazione uno studio di fattibilità sulla realizzazione di un progetto di riuso delle acque reflue depurate destinate all'alimentazione dei fontanili ed a scopi irrigui.

Quale integrazione degli aspetti progettuali futuri sopra richiamati va inoltre considerato al fine di prevenire fasi di criticità operativa, anche l'insieme dei programmi di manutenzione e precisamente:

- rifacimento e/o consolidamento delle opere civili se ammalo rate;
- sostituzione e/o riparazione delle parti elettromeccaniche.

In relazione a ciò sono stati in effetti condotti recentemente accertamenti e ricognizioni tecniche da parte di enti esterni sullo stato di conservazione e di funzionalità delle diverse strutture impiantistiche.

Dalle rilevazioni eseguite non sono emerse negatività di particolare significato se non l'opportunità da parte del Gestore di programmare appunto gli interventi routinari sopra indicati.

Tali interventi possono quindi considerarsi, in una certa misura, come facenti parte anch'essi degli sviluppi di progettazione futura.

4.1.4. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Nel percorso generale di progressivo affinamento dei criteri gestionali con cui vengono condotti gli impianti, si inserisce, come già discusso nei primi capitoli della ricerca, il problema di contenere la produzione dei fanghi e ridurne parallelamente l'incidenza dei costi di smaltimento.

Nel caso specifico di Pero, considerato l'assetto e le dimensioni dell'impianto (completato sul piano funzionale con i recenti interventi finalizzati al raggiungimento dei limiti allo scarico indicati nel Regolamento Regionale n. 3/2006), le quantità in gioco dei fanghi prodotti e l'entità dei relativi costi di smaltimento, in via preliminare sembrano presentare un certo interesse applicativo

due soluzioni tecnologiche di cui occorrerà comunque verificarne in termini tecnico - economici l'effettiva rispondenza come più avanti discusso.

L'impianto è stato completato in tutte le fasi sino alla filtrazione finale e alla defosfatazione sulla linea acque. Inoltre è già stato ammodernato e reso ancora più efficiente anche sulla linea fanghi attraverso l'inserimento di centrifughe per la disidratazione e con l'eliminazione del condizionamento chimico del fango (par. 4.1.3.).

Tutto ciò ha comportato già una notevole riduzione del fango prodotto.

Poiché la potenzialità nominale di progetto è notevolmente superiore ai dati reali di esercizio, i volumi attuali consentono di lavorare con una buona età del fango e con bassi indici di produzione dello stesso.

Non vi sono altre specifiche necessità di upgrading; al contrario permane una grande disponibilità di aree per futuri eventuali aumenti di potenzialità.

Rimane comunque una certa criticità funzionale di processo circa la qualità del fango prodotto per la presenza di notevole popolazione di filamentosi molto probabilmente dovute ai bassi carichi di lavoro ed alla forte percentuale delle frazioni industriali presenti nei liquami in arrivo.

4.1.5. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi;

Produzione annua	in kgSS _T /anno	4.019.900
Produzione annua in secco 100%	% SST kgSS _T /anno	33÷38 (v.m. 35) 1.406.965
Sistema di disidratazione	-	Filtropressa con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	9,7

b) costi di smaltimento;

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	4.019.900
Costo annuo totale	€/anno	321.592

4.1.6. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Trattandosi di un impianto già completo e di notevole dimensioni, l'inserimento di nuove tecnologie e delle conseguenti modifiche strutturali sembra sostenibile se sviluppato soprattutto sulla linea fanghi.

In via alternativa qualora venisse raggiunto un carico di 500.000 AE, potrebbe prospettarsi la convenienza di modificare i digestori integrando gli stessi con una unità di termolisi. Con gli attuali volumi di digestione potrebbe essere incrementata la produzione di biogas attraverso il miglioramento della qualità e della concentrazione del fango.

Tale indirizzo potrebbe essere perseguito utilizzando un processo di lisi meccanica e precisamente installando un sistema di disintegrazione meccanica del fango a monte della digestione anaerobica, che procurerebbe un'accelerazione dell'idrolisi cellulare e conseguentemente della degradazione biologica (par. 3.3.7).

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.2. Impianto di Canegrate - Bacino Olona

4.2.1. Situazione esistente

Nella sua prima versione, l'impianto ubicato nel territorio del Comune di Canegrate è entrato in servizio nel 1986. Di proprietà della IANOMI SpA, attualmente è gestito dalla AMIACQUE SpA e serve oltre Canegrate altri quattro comuni della Provincia di Milano e Varese: Castellanza, Legnano, S. Giorgio su Legnano e S.Vittore Olona. L'area occupata è di 100.000 mq.

Esso tratta le acque reflue civili (95%), industriali e le portate di prima pioggia di tale comprensorio. Nella sua attuale struttura l'impianto opera secondo il tradizionale ciclo di trattamento biologico a fanghi attivi distribuito su tre linee in parallelo, con sedimentazione primaria e finale. Non sono viceversa presenti trattamenti terziari. La linea fanghi comprende la digestione anaerobica e la disidratazione su filtropresse; i fanghi di supero vengono preventivamente addensati a mezzo centrifughe prima dell'invio alla digestione.

Lo schema funzionale a blocchi è rappresentato nella (Fig. 4.55).

La potenzialità nominale di progetto risulta di 270.000 AE ma la capacità attuale di depurazione è limitata a solo 86.000 AE serviti. Nell'impianto è stata recentemente inserita una sezione per il pre-trattamento dei liquami da bottini e fosse settiche avente una potenzialità di 100 mc/giorno. Sono comunque disponibili ampie aree per eventuali interventi futuri destinati a processi integrativi. Sulla base della documentazione progettuale esistente e di vari aggiornamenti eseguiti nell'ambito regionale l'impianto presenta attualmente il seguente quadro operativo.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali ae	270.000	86.000
- Frazione ae civili		95%
- Portata media giornaliera	117.400 mc	31.000 mc
- Portata media di tempo secco in mc/s	1,36	0,36

4.2.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto comprende le seguenti fasi di trattamento:

Linea acque:

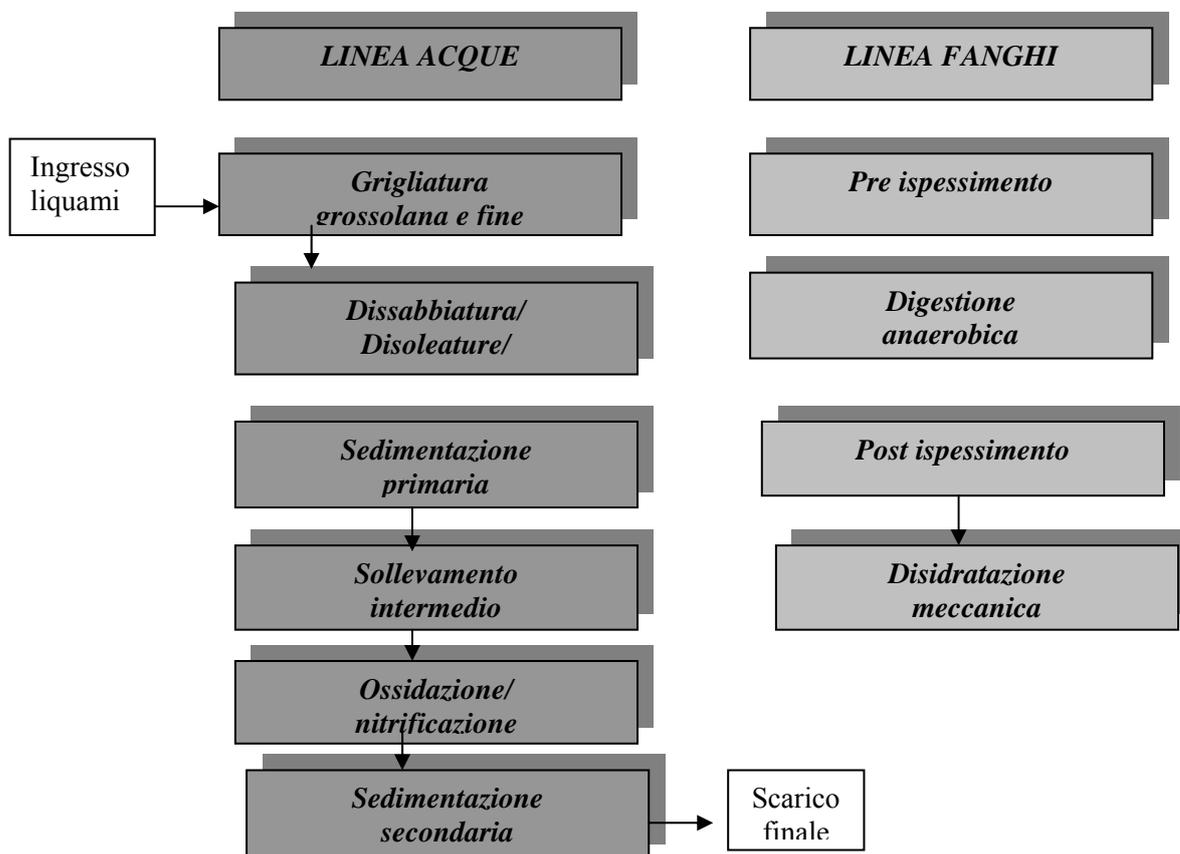
- Grigliatura grossolana e fine
- Dissabbiatura/disoleatura
- Sedimentazione primaria
- Sollevamento intermedio
- Ossidazione/nitrificazione
- Sedimentazione secondaria

Linea fanghi:

- pre ispessimento dinamico;
- digestione anaerobica;
- post ispessimento fanghi;
- disidratazione meccanica.

Nel settembre 2009 è stata attivata inoltre la fase di denitrificazione.

Fig. 4. 55 - Schema funzionale a blocchi impianto



Sinteticamente le stesse risultano così descritte.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti su tre linee
Grigliatura grossolana e fine	- la grigliatura grossolana è costituita da 2 griglie automatiche a catena, con luce di 80 mm. A monte delle griglie è presente un manufatto di scolmatura delle portate di pioggia. - la grigliatura fine è costituita da griglie automatiche a gradini su tre linee, con luce di 6 mm
Dissabbiatura/Disoleatura	E' installata una unità longitudinale, con insufflazione di aria a bolle medie.
Sedimentazione primaria	Sono installate 3 unità parallele a flusso longitudinale dotate di carroponte va e vieni.
Sollevamento intermedio	E' composto da 3 stazioni equipaggiate con pompe idrovore. Le portate eccedenti la massima capacità di sollevamento sono scolmate per rigurgito a monte tramite stramazzi idraulici, uno per linea.
Ossidazione/nitrificazione	Viene condotta su tre linee parallele con altrettante vasche rettangolari munite di diffusori circolari a bolle fini. Nel settembre 2009 è avvenuto l'inserimento di una fase di denitrificazione in testa al comparto di ossidazione-nitrificazione.
Sedimentazione secondaria	E' realizzata su 3 linee parallele con vasche dotate di carroponte va e vieni.
Defosfatazione chimica	Esiste un progetto definitivo su cui appaltare i lavori
Filtrazione finale	Esiste un progetto definitivo su cui appaltare i lavori
Disinfezione	Esiste un progetto definitivo su cui appaltare i lavori
Pre-ispessimento dinamico fanghi	La fase di pre-ispessimento viene effettuata mediante 2 centrifughe.
Digestione anaerobica	Opera mediante 2 digestori aventi un volume complessivo di 9.000 mc. I digestori vengono mantenuti ad una temperatura di circa 33-35° C e continuamente miscelati per mezzo di turbomescolatori ad elica.
Post-ispessimento fanghi	Avviene in 2 vasche scoperte ad azione statica
Disidratazione meccanica fanghi	Avviene tramite filtropresse a piastre con l'ausilio di calce idrata e cloruro ferrico.

Le (Figure 4.56, 4.57, 4.58 e 4.59) riportano rispettivamente:

- la planimetria generale;
- foto aerea;
- lo schema di flusso attuale;
- lo schema di flusso dopo la realizzazione degli interventi di adeguamento.

Figura. 4.56: Planimetria generale

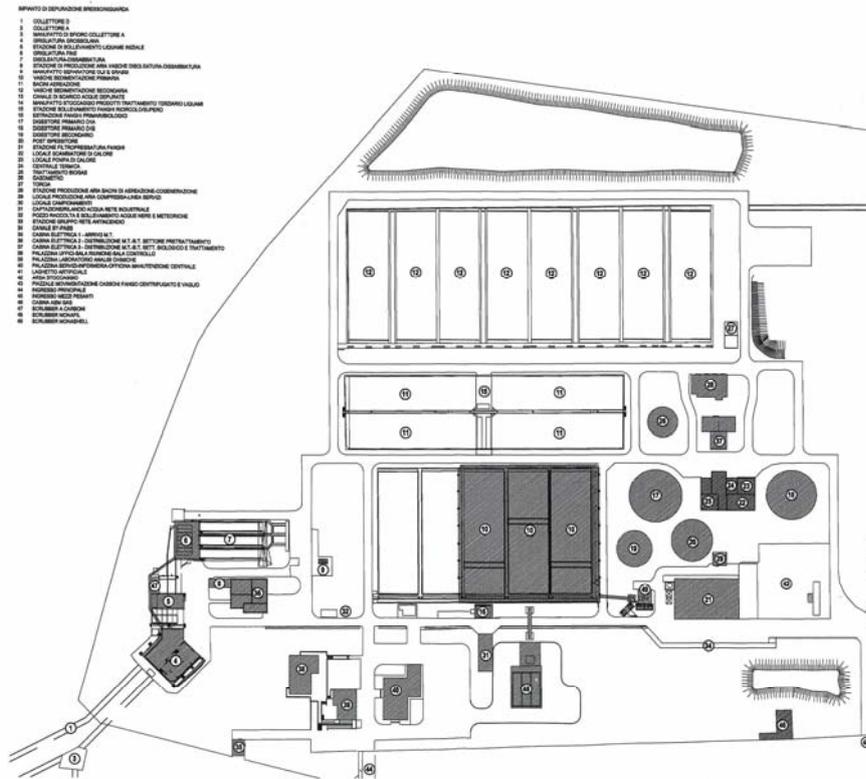
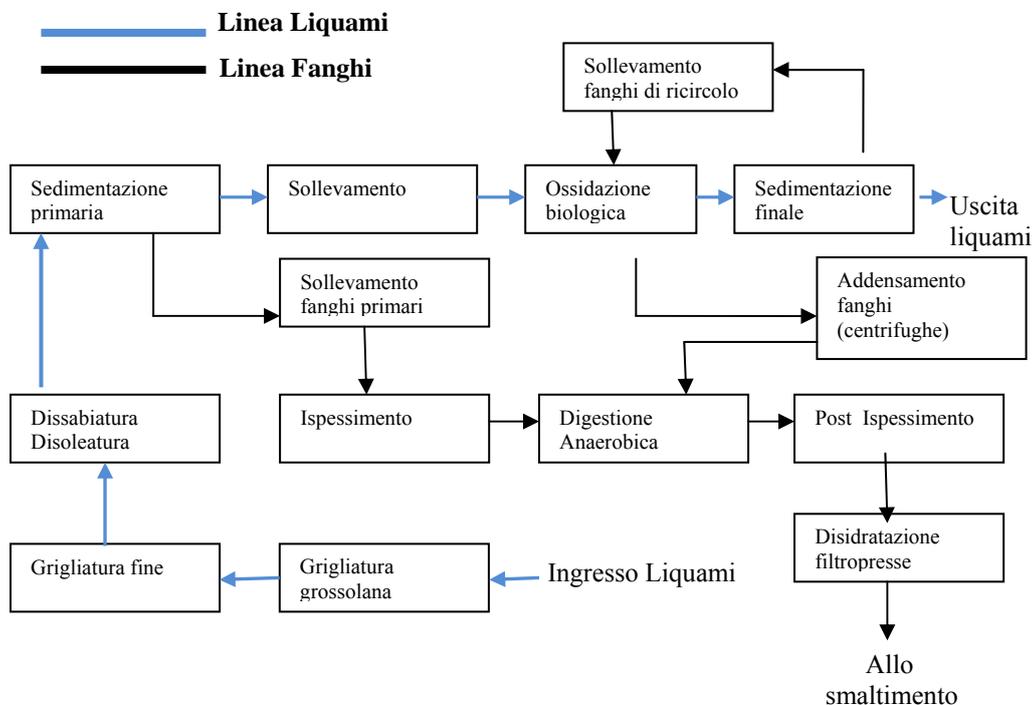


Figura. 4.57: Foto aerea



Figura. 4.58 - Schema di flusso attuale



4.2.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale della Lombardia n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, di potenzialità superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' ≥ 100.000 AE			
Parametri	Limiti prima del 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	25	10
COD (mg/l)	125	125	60
SS (mg/l)	35	35	15
Ptot (mg/l)	10	1	1
Ntot (mg/l)	--	10	10
NH ₄	15	-	-
N-NO ₂	0,6	-	-
N-NO ₃	20	-	-

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performance dell'impianto in termini di Le caratteristiche dei reflui, nonché le performances dell'impianto sono indicate nella tabella seguente.

I dati si riferiscono alla media dei valori mensili ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore nell'anno 2009.

L'esame delle risultanze analitiche consente di evidenziare che:

- l'impianto consegue rendimenti di rimozione che garantiscono per i parametri BOD₅, COD e SST il rispetto dei limiti allo scarico previsti dal Regolamento regionale n. 3/2006 al 31.12.2008 ma non consentono viceversa nelle condizioni attuali, il rispetto dei limiti previsti al 31.12.2016 per il BOD₅ e per i SST;
- i rendimenti di rimozione dell'azoto complessivo e del fosforo totale, conseguiti in assenza di trattamenti specifici, non garantiscono il rispetto dei limiti di emissione allo scarico previsti dal Regolamento regionale al 31.12.2008 e conseguentemente al 31.12.2016.

Tabella. 4.24 - Anno 2009

Medie mensili di BOD5 - COD - SST - PTOT - NTOT

Mesi	BOD5		COD		SST		P-TOT		N-TOT	
	in.	out	in.	out	in.	out	in.	out	in	out
Gennaio	117	11	314	33	124	14	4,5	2,95	31,5	27
Febbraio	127	15	325	43	118	20,5	5	2,8	42,5	21,8
Marzo	190	14	445	53	165	18,7	6	4,17	41	30,3
Aprile	178	19	365	36	123	11,3	5,1	3,6	39,3	30,3
Maggio	169	10	328	35,5	157	19,5	4,5	3,85	33,8	29,7
Giugno	132	10	297	31	118	15	4,5	3,6	31	27
Luglio	122	10	256	34,5	86	12,8	3,72	2,9	27	21,2
Agosto	87,5	10	203	20	81,5	12	3,5	2,4	27	20,5
Settembre	110	10	261	36	114	10	4,6	3,35	30,7	18,2
Ottobre	144	10	331	35	97	12,5	5,27	3,92	33	16,2
Novembre	115	8,8	212	27,5	117	12,3	4,7	2,7	34,2	15,8
Dicembre	172	10,8	371	28	150	11,7	4,8	2,5	31,3	15

- Valori espressi in mg/l

- Valori in ingresso: in.

- Valori in uscita: us.

4.2.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Sul piano operativo, alla luce dei risultati dell'esercizio indicati nelle tabelle precedenti e direttamente legati soprattutto alla mancanza di trattamenti specifici per la rimozione del fosforo, per la rimozione dell'azoto viceversa è stata attivata nel settembre 2009 la denitrificazione che dovrebbe di per sé comportare anche una riduzione di BOD₅ e COD negli effluenti, IANOMI ha predisposto un progetto esecutivo finalizzato agli interventi di adeguamento secondo le scadenze al 2016 precisate nel Regolamento regionale.

Al riguardo va sottolineato che in termini di portate trattate in tempo asciutto e di pioggia, l'impianto è risultato viceversa adeguato dal punto di vista della capacità idraulica. Sono tra l'altro in programma di appalto lavori di allacciamenti fognari definitivi riguardanti il comune di Cerro Maggiore per ca. 15.000 AE nonché, in futuro, l'allacciamento del bacino d'utenza di Rescaldina (18.000 AE) una volta dismesso quest'ultimo impianto.

Gli interventi di adeguamento che IANOMI ha programmato di appaltare, riguardano sostanzialmente la realizzazione dei trattamenti terziari che consentirebbe tra l'altro il conferimento, mediante pompaggio delle acque depurate in uscita dall'impianto, ai canali del Consorzio di irrigazione dell'Olona con lo scopo di integrarne la disponibilità idrica nei mesi estivi.

Le opere principali del terziario da appaltare sono finalizzate alla costruzione delle fasi di coagulazione/flocculazione, filtrazione e disinfezione delle acque provenienti dalla sedimentazione finale.

Le fasi di coagulazione/flocculazione hanno il duplice scopo di precipitare per via chimica il fosforo sfuggito alla rimozione biologica e rendere meglio separabili meccanicamente i solidi sospesi. Simultaneamente è ottenibile anche la riduzione dell'inquinamento organico residuo in termini di BOD₅ e COD.

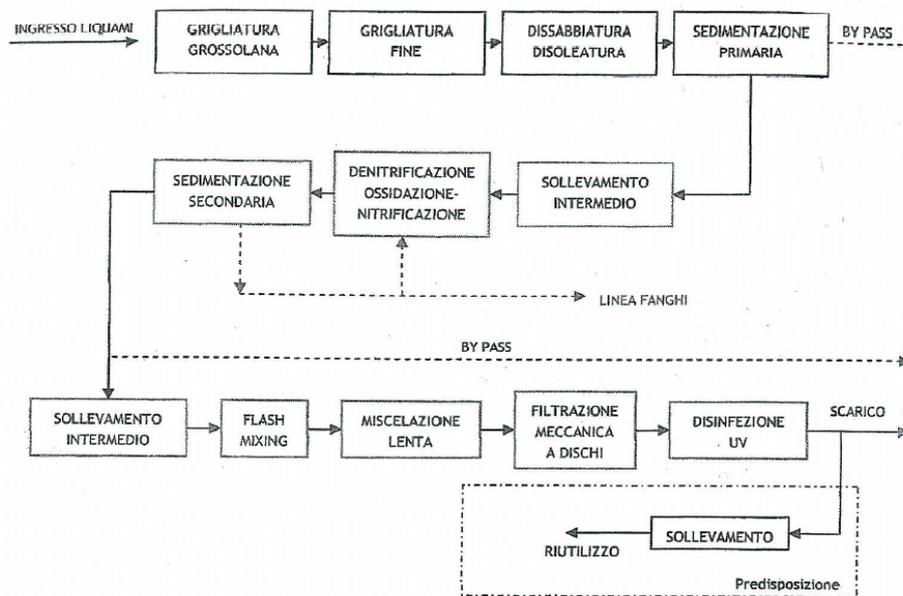
Nel quadro delle varie tecniche di filtrazione e disinfezione oggi impiegate sono state individuate come ottimali la microfiltrazione meccanica su tela e la disinfezione con raggi UV.

Dette opere sono sinteticamente riconducibili ai seguenti punti:

- sistema di intercettazione delle acque provenienti dalla sedimentazione secondaria e di sollevamento al trattamento terziario mediante tre pompe idrovore;
- edificio di stoccaggio e di dosaggio dei reagenti;
- vasca per la miscelazione veloce (flash mixing) dei liquami con l'agente flocculante (policloruro di alluminio);
- tre vasche per la miscelazione lenta e la flocculazione, disposte in parallelo;
- comparto di filtrazione meccanica a dischi operante su quattro unità, con superfici in tela aventi luci da 18 microns;
- edificio prefabbricato di copertura al comparto di filtrazione;
- sistema di disinfezione tramite raggi UV operante mediante due canali paralleli ove trovano sede i banchi di lampade disposti in serie;
- edifici per l'alloggiamento quadri potenza e di comando;
- canale di restituzione e pozzetto di recapito;
- collegamenti idraulici.

Sono infine previsti di massima interventi ulteriori allo scopo di assicurare la funzionalità dell'impianto nel tempo. Essi rientrano quindi nel campo delle attività di manutenzione e sono ripartiti nei programmi di rifacimento e consolidamento delle opere civili, se ammalorate, e di sostituzione e riparazione delle apparecchiature elettromeccaniche.

Figura. 4.59 - Schema di flusso dopo la realizzazione degli interventi di adeguamento



4.2.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

In quest'impianto a differenza di altre unità lanomi, non è stata ancora prevista la conversione della disidratazione meccanica da filtropresse a centrifughe; resta quindi il problema della frazione chimica di fango prodotto dall'idrolisi del $FeCl_3$ utilizzato unitamente alla calce per il condizionamento del fango stesso.

La fase di ispessimento dinamico del fango di supero è comunque condotta mediante centrifughe, seppure di vecchio tipo, impiegate sin dalle origini dell'impianto negli anni 'Ottanta.

Ne consegue che i risultati operativi sono ben lontani sul piano dell'efficienza da quelli attualmente raggiungibili con macchine moderne.

L'impianto presenta la particolarità di essere stato costruito con linee di decantazione primaria e finale rettangolari interamente al chiuso per consentire la deodorizzazione delle sezioni interessate.

Tale preoccupazione tecnologica risulta in un certo modo eccessiva considerato che l'attuale carico di lavoro è solo al 30% di quello di progetto.

Va comunque segnalato che a fronte di future, seppure improbabili, necessità di potenziamento, la trasformazione dei primari o dei secondari in vasche a MBR consentirebbe di ottenere incrementi di capacità depurativa senza aumento di volumi strutturali, nonché la riduzione del fango prodotto.

Tutto ciò non è però immaginabile e attualmente si possono valutare solo miglioramenti gestionali legati alle TRFg.

4.2.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	2.961.480
	% SST	32÷36 (v.m. 35)
Produzione annua in secco 100%	kgSS _T /anno	1.036.518
Sistema di disidratazione	-	Filtropressa con Ca(OH) ₂ , FeCl ₃
Produzione procapite annua (riferita a 86.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	12

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	2.961.480
Costo annuo totale	€/anno	236.918

4.2.7. Le soluzioni tecnologiche: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Gli attuali carichi di depurazione gravanti sull'impianto possono suggerire ragionevolmente soltanto interventi di miglioramento gestionale basati sulle tecnologie TRFg (par. 3.5).

Ciò premesso, l'applicazione più realistica in tal senso disponendo di volumi abbondantemente dimensionati per il carico attuale di 86.000 AE e di una digestione anaerobica di 9.000 mc, appare quindi quella di operare con la tecnica dei cicli alternati (par. 3.4.2) ottimizzando inoltre le linee di ispessimento dinamico e disidratazione esistenti.

Al par. 4.2.2 sono state al riguardo descritte le varie tipologie di interventi già programmati sia per i trattamenti terziari sia per diversi aspetti gestionali finalizzati ad un esercizio più efficiente.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.3. Impianto di Caronno Pertusella - Bacino Olona

4.3.1. Situazione esistente

Nella sua prima versione, l'impianto ubicato nel territorio del Comune di Caronno Pertusella è entrato in funzione nel 1987.

Attualmente è gestito da Lura Ambiente SpA costituitasi nel 1997 acquisendo il patrimonio del Consorzio interprovinciale di risanamento del bacino del Lura tra cui l'impianto stesso, a cui pervengono attraverso il sistema di fognatura esistente i reflui di nove comuni del comprensorio

L'impianto si estende su di una superficie di 85.730 mq e tratta le acque reflue civili (80%) e gli scarichi industriali ad esso convogliate dalla rete consortile.

Nella sua attuale strutturazione la depurazione si sviluppa attraverso il tradizionale ciclo di trattamento biologico a fanghi attivi: denitrificazione, ossidazione e nitrificazione, con unità di sedimentazione disposte a monte ed a valle

In testa alla linea acque sono in esercizio le fasi di pretrattamento meccanico dei reflui mentre in coda il ciclo si conclude con la filtrazione finale e la disinfezione.

La linea fanghi, anch'essa tradizionale, opera attraverso la digestione anaerobica.

La planimetria e la foto aerea dell'impianto sono riportate nella (Fig. 4.60 e 4.61); lo schema di flusso a blocchi nella (Fig. 4.62).

La potenzialità nominale dell'impianto è pari a 180.000 AE tuttavia, poiché la rete fognaria è realizzata per il 96%, il numero effettivo di abitanti serviti risulta leggermente inferiore e stimato, sulla base delle rilevazioni di esercizio, attorno a 174.000 AE.

Dalla documentazione fornita dal Gestore risulta pertanto il seguente quadro operativo dell'impianto.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	180.000	174.000
- Frazione AE civili		80%
- Portata annua (2008)		14.850.000 mc
- Portata media giornaliera		40.685 mc

Figura. 4.60 - Planimetria

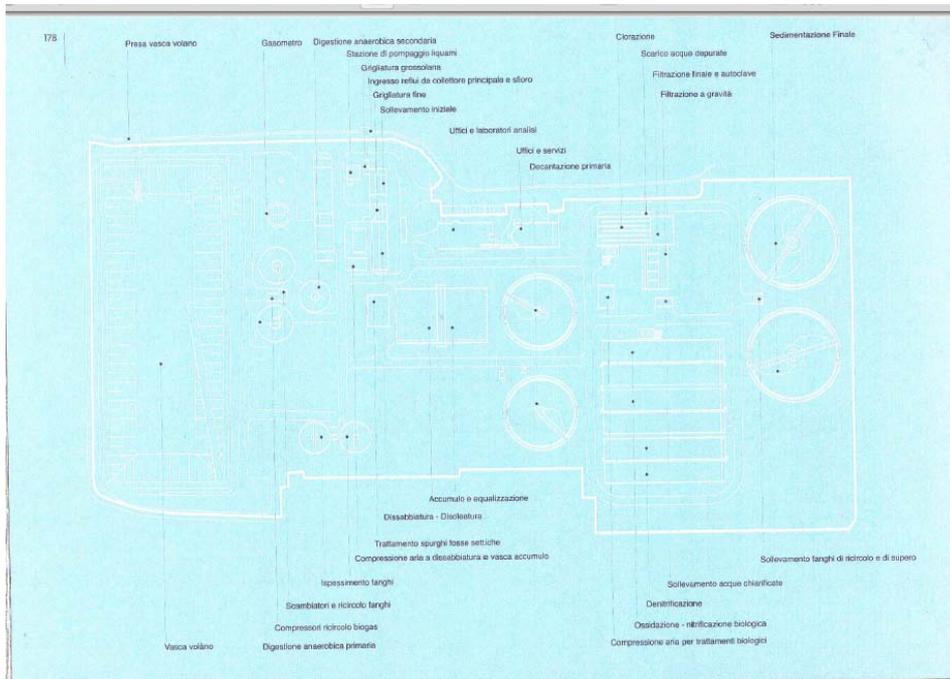
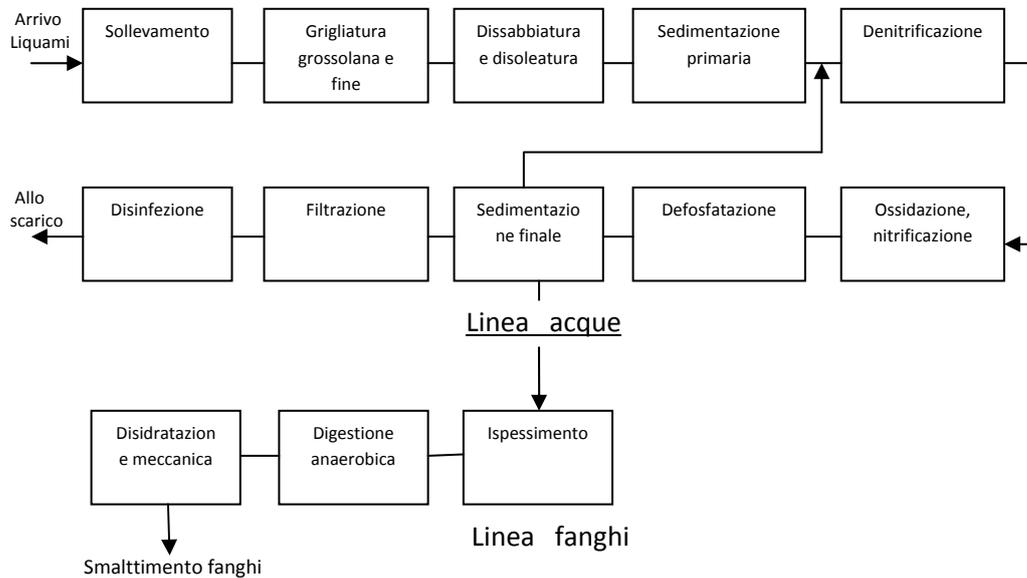


Figura. 4.61: Foto aerea



Figura. 4.62 - Schema di flusso a blocchi



4.3.2. Sezioni di trattamento

L'impianto comprende le seguenti sezioni di trattamento:
Linea acque:

- sollevamento di testa;
- grigliatura grossolana e fine;
- dissabbiatura e disoleatura;
- sedimentazione primaria;
- denitrificazione;
- ossidazione, nitrificazione;
- defosfatazione;
- sedimentazione finale;
- filtrazione;
- disinfezione.

Linea fanghi

- ispessimento;
- digestione anaerobica;
- disidratazione meccanica.

Linea trattamenti da fosse settiche:

- grigliatura;
- accumulo ed invio testa impianto principale.

Dette sezioni sono sinteticamente di seguito descritte.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Vasca volano	Vasca rettangolare realizzata in cemento armato, attrezzata con 2 pompe di sollevamento all'impianto. Alla vasca vengono, in tempo di pioggia, avviate le portate defluenti dai collettori eccedenti la portata avviabile all'impianto di depurazione.
Grigliatura grossolana	Griglia verticale a pulizia automatica avente lo scopo di fermare i corpi grossolani presenti nei liquami, a protezione delle coclee di sollevamento.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Sollevamento liquami	3 pompe a vite di Archimede con copertura in acciaio e in c.a. per corpo motori. Tale stazione solleva i liquami addotti dai collettori fino alla sezione di grigliatura fine.
Grigliatura fine	3 linee di grigliatura fine installate in canale
Dissabbiatura/disoleatura	2 linee rettangolari, tipo longitudinale in c.a., con insufflazione aria, estrazione sabbie mediante pompe solidali a carroponete ed invio a sistema a coclea di separazione acqua/sabbia.
Vasca di accumulo equalizzazione	La vasca è dotata di 35 insufflatori statici sommersi per la miscelazione.
Sedimentazione primaria	2 unità circolari con carroponete a trazione periferica
Trattamenti biologici	- 2 linee di denitrificazione con agitatori sommersi in funzionamento continuo. - 2 linee di nitrificazione con tre soffianti centrifughe a funzionamento alternato. Il sistema di insufflazione è costituito da piattelli a microbolle. In ogni vasca sono installate 2 pompe per il ricircolo miscela nitrificata.
Sedimentazione secondaria	2 bacini a pianta circolare, con carroponete radiale aspirato e scum box per la rimozione del materiale galleggiante.
Defosfatazione chimica	Stazione di dosaggio flocculanti per la precipitazione chimica del fosforo.
Stazione di sollevamento	3 pompe centrifughe per il sollevamento delle acque depurate ai filtri a gravità
Filtrazione finale	5 unità di filtrazione a gravità funzionanti in parallelo.
Disinfezione	1 vasca in c.a. suddivisa in corsie tramite setti. La disinfezione avviene nella sezione di monte della vasca di clorazione.
Pre-ispessimento fanghi	2 unità circolari
Digestione anaerobica	3 unità di cui 2 di digestione primaria mentre la terza ha funzione di digestione secondaria.
Disidratazione fanghi	Disidratazione meccanica dei fanghi digeriti e preventivamente condizionati con polielettrolita mediante centrifughe disposte su due linee di disidratazione.

4.3.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, per potenzialità superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' \geq 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui allo scarico, nonché le performance dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella tabella seguente. I dati si riferiscono alla media dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore nel 2007.

Parametro	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD ₅	109,1	14,6	87
COD	256,1	45,1	82
SST	104,2	16,4	84
P-TOT	4,3	3,1	27
N-TOT	31,9	25,3	21

L'esame delle risultanze analitiche sopra riportate consente di evidenziare che:

- l'impianto ha conseguito rendimenti di rimozione che garantiscono per i parametri BOD₅, COD e SST il rispetto dei limiti allo scarico previsti dal Regolamento regionale n. 3/2006 al 31.12.2008 ma non consentono viceversa, il rispetto dei limiti previsti al 31.12.2016 per il BOD₅ e per i SST;
- i rendimenti di rimozione dell'azoto complessivo e del fosforo totale, conseguiti in assenza di trattamenti specifici, non garantiscono egualmente il rispetto dei due limiti di emissione.

4.3.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Nel corso del triennio 2007-2008-2009 sono stati eseguiti quindi diversi interventi di ottimizzazione operativa e precisamente:

- installazione nuova centrifuga con incremento percentuale in secco del fango trattato;
- nuovo sistema di ossidazione basato sull'impiego di soffianti con inverter e di una migliore distribuzione dell'aria in vasca;
- avviamento dei lavori per la realizzazione di un impianto di essiccamento fanghi passando dal 26% al 92% in secco.

Il Gestore intende inoltre procedere agli interventi di adeguamento impiantistico necessari per ottemperare ai limiti indicati dal Regolamento Regionale con scadenza 31.12.2016. Si tratta in particolare di interventi finalizzati, come si è

visto, alla riduzione del fosforo e dell'azoto. In attesa dei finanziamenti relativi a dette opere sono stati attivati dal 2009 processi provvisori quali:

- una stazione di dosaggio flocculanti per la precipitazione chimica del fosforo;
- una stazione sperimentale per il dosaggio di soluzioni alcoliche riguardanti l'ottimizzazione dei metabolismi batterici (BOD₅/N) per la riduzione dei residui di azoto allo scarico.

Rientrano infine nel programma di adeguamento futuro anche la realizzazione di una nuova sezione di filtrazione e la ristrutturazione della denitrificazione. Nelle due tabelle analitiche riportate sono indicati i valori rilevati mensilmente nel 2009 in ingresso ed in uscita dall'impianto nelle condizioni di esercizio attuali.

Tabella. 4.25 - Anno 2009 - Rilevazioni mensili - Valori in ingresso

BOD₅ [mg/L] O ₂	COD [mg/L] O ₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
168	436,0	180	4,05	46,5
121	214,0	40	2,6	24,2
270	475,0	50	5,9	35
68	152,0	100	2,7	36,8
153	273,0	140	4,7	30,9
186	538,0	130	7,8	34,5
235	439,0	180	4,5	39,6
229	311	80	6,8	36,7
250	396	60	5,2	30,2
260	287	20	3,1	25,6
293	601	120	5,3	35,6
228	537	280	6,6	36
151	335	30	5,9	31,4
189	345	80	7,2	39,3
193	337	40	5,76	32,7
29	60	20	1,5	8,6
243	502	140	6,7	35,2
180	482	140	5,4	34,5
210	358	40	4,6	33,6
226	373	60	5,3	33,9
214	474	120	6,4	37,8
310	744	230	9,7	37,3
251	489	200	5,6	32,7
280	554	200	6,9	38,2
160	265	60	3,2	22,8
237	375	200	4,6	21,2
250	485	200	8,8	35,2
270	405	60	3,7	30,7
285	451	160	4,85	39,3
277	452	180	6,5	34,2
129	185	70	3,4	22,8
344	569	240	6,3	29,7
189	394	200	5,6	30,1
176	276	20	5	30,2
244	532	220	5,97	35,3
110	183	60	2,5	13,2
295	597	320	5,9	42
315	505	70	7,1	39,2
239	474	150	6,8	36,6
320	483	160	7,2	38,5
209	555	240	8,1	43,8
228	418	90	6,6	30,7
389	603	200	6	32,6
267	484	100	5,5	34
219	611	160	7,4	42,5
418	517	180	7,2	40,8
214	322	100	4,96	22,2
473	607	170	8	42,1
105	306	90	4,9	27,2

Tabella. 4.26 - Anno 2009 - Rilevazioni mensili - Valori in uscita

BOD₅ [mg/L] O ₂	COD [mg/L] O ₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
<10	36	15	1,5	11,0
<10	47	10	0,8	8,4
<10	41	10	0,9	9,6
<10	<25	10	0,6	6,7
<10	34	15	0,8	10,4
<10	46	5	1,0	10,1
<10	66	5	0,7	9,7
<10	39	5	<0,5	11,2
<10	29	5	<0,5	9,4
<10	<25	5	0,7	10,0
<10	42	5	0,9	8,6
<10	39	5	<0,5	9,0
<10	<25	10	0,8	9,9
<10	41	15	1,8	9,1
<10	34	5	0,9	8,0
<10	<25	5	0,8	6,8
<10	<25	5	0,8	7,1
11	26	5	0,7	11,7
14	41	5	<0,5	9,0
15	46	5	1,0	8,7
18	43	5	0,8	10,0
15	27	5	0,5	9,1
14	26	5	<0,5	8,6
<10	<25	5	0,6	9,1
18	<25	5	<0,5	6,4
14	<25	5	<0,5	5,6
<10	<25	5	<0,5	8,0
12	38	5	<0,5	6,8
<10	<25	10	<0,5	8,9
19	50	20	0,7	10,8
19	29	5	0,6	10,5
22	59	10	1,2	9,3
19	35	10	1,1	8,7
16,0	26	5	1,2	8,3
<10	<25	15	0,7	6,0
<10	<25	10	<0,5	6,8
16,0	29	10	1,0	7,6
12,0	27	5	0,7	8,7
16,0	34	5	1,2	7,9
<10	<25	5	0,8	7,6
<10	<25	5	<0,5	7,2
<10	<25	5	0,7	8,2
<10	<25	10	<0,5	6,1
<10	<25	10	<0,5	7,7
<10	41	10	<0,5	7,6
<10	<25	5	0,5	10,3
<10	40	5	<0,5	6,2
<10	45	5	<0,5	8,0
19,0	80	20	0,7	10,0

4.3.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto appare adeguatamente dimensionato rispetto ai carichi attualmente in arrivo, la cui capacità è prevista sostanzialmente stabile nel futuro:

- la cogenerazione appare decisamente obsoleta con motori che presentano 20 anni di esercizio;
- i digestori risultano sovradimensionati rispetto ai tempi di permanenza del fango;
- la defosfatazione chimica ha una funzione provvisoria che potrebbe essere dismessa dopo l'adozione dei sistemi di riduzione p e n di nuova progettazione;
- la vasca di omogeneizzazione da 7-8.000 mc è attualmente fuori servizio;
- e' stata prevista una unità di essiccamento termico dei fanghi per raggiungere una concentrazione in secco del 92% a partire dal 26% attuale.

4.3.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	5.767.440
Produzione annua in secco 100%	% SST kgSS _T /anno	25 1.441.860
Sistema di disidratazione	-	centrifughe con polielel.
Produzione procapite annua (riferita a 174.349 AE)	kgSS _T /AE x AE	8,2

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	128
Produzione annua	kgSS _T /anno	5.767.440
Costo annuo totale	€/anno	738.176

4.3.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

L'attuale assetto impiantistico suggerisce l'opportunità di valutare, tenuto anche conto delle strutture riutilizzabili, l'inserimento dell'ozonolisi già sperimentata su scala pilota sulla linea acque e della termolisi sulla linea fanghi. Al riguardo sono utili le seguenti constatazioni:

- la potenzialità dell'essiccatore appena installato copre abbondantemente l'attuale produzione di fango; inoltre è presente una linea di digestione anaerobica progettata per potenzialità future sicuramente cautelative;

- i dati sperimentali acquisiti dal pilota ozonolisi confermano la possibilità di ridurre almeno del 25% ca. la produzione di fango;
- la potenzialità del sistema di produzione aria presso il biologico è sufficiente anche per la nitrificazione e rende superfluo l'eventuale recupero di ossigeno dalla rete di ozono;
- è importante la disponibilità della vasca di omogeneizzazione pari a 7-8.000 mc non utilizzato a seguito delle diminuite portate industriali in arrivo, utile per la ristrutturazione in programma della denitrificazione.

Tale volume risulterebbe pure compatibile con una scelta alternativa basata sul sistema a cicli alternati C.A. o sul processo Cannibal (riduzione del fango prodotto tra il 20-30% ca.).

In quest'ultimo caso sarebbe possibile by-passare la sedimentazione primaria inviando alla stessa le sole portate di pioggia.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.4. Impianto di Olgiate Olona - Bacino Olona

4.4.1. *Situazione esistente*

L'impianto ubicato nel territorio del Comune di Olgiate Olona è entrato in funzione solo nel 2002 anche se la costruzione delle opere è avvenuta negli anni 'Novanta.

Due esondazioni dell'Olona avevano infatti provocato danni ingenti alle strutture impiantistiche per cui si è dovuto attendere la conclusione degli interventi di ripristino per avviare l'impianto.

Esso è attualmente gestito dalla Soc. Prealpi Servizi ed è strutturato per una potenzialità nominale di progetto di 137.500 AE, con una superficie occupata complessiva di ca. 14.000 mq.

L'impianto serve un bacino d'utenza comprendente i Comuni di Solbiate, Fagnano, Gorla Maggiore e Minore, Marnate, Castellanza in parte ed Olgiate Olona.

Nella sua attuale composizione, la depurazione avviene su due linee secondo lo schema classico rappresentato dalle fasi di grigliatura grossolana e fine, dissabbiatura e disoleazione, decantazione primaria, denitrificazione ed ossidazione-nitrificazione, decantazione finale e clorazione.

La linea fanghi è a sua volta costituita da due ispessitori, due digestori anaerobici e dalla disidratazione meccanica.

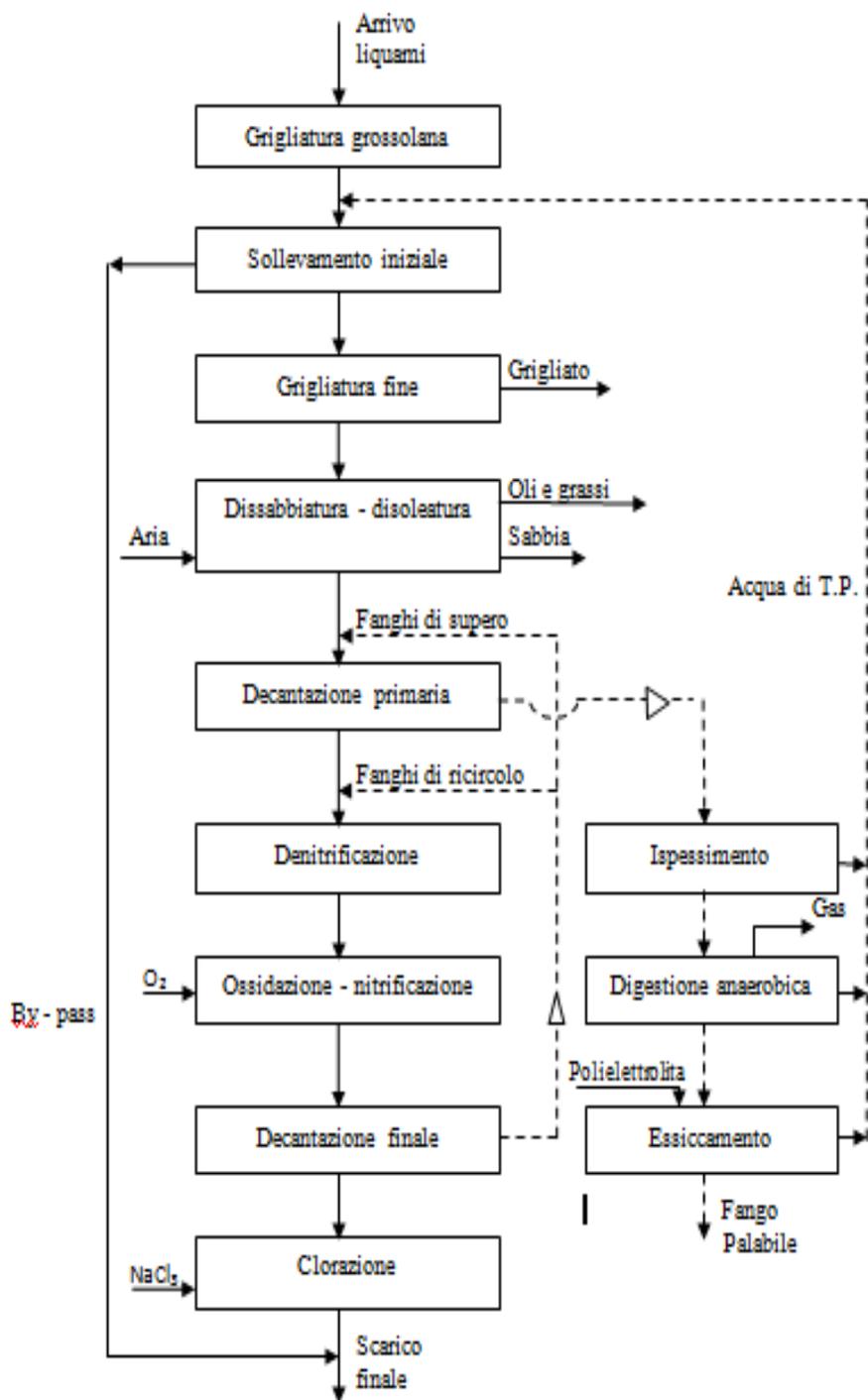
I processi di trattamento sono rappresentati nello schema a blocchi di (Fig. 4.63).

Il numero degli abitanti serviti è comunque notevolmente inferiore alla potenzialità nominale e risulta pari a ca. 70.000 AE; la tipologia dei liquami è ora sostanzialmente urbana con forte diminuzione rispetto al passato della componente di reflui industriali.

Sulla base dei dati e delle informazioni acquisite presso il Gestore, il quadro operativo generale dell'impianto risulta il seguente.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	137.500	70.000
- Tipologia liquami	misti	90 % urbani
- Portata media giornaliera	37.410 mc	19.800 mc
- Portata media di tempo secco in mc/h	3.490	820

Figura. 4.63 - Schema a blocchi



4.4.2. Sezioni di trattamento

L'impianto è costituito dalle seguenti sezioni:
linea acque:

- grigliatura grossolana;
- stazione sollevamento;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura/disoleatura;
- decantazione primaria;
- denitrificazione;
- ossidazione e nitrificazione;
- decantazione finale;
- clorazione.

Linea fanghi:

- preispessimento;
- digestione anaerobica;
- disidratazione meccanica.

Si riporta sinteticamente il prospetto descrittivo delle opere.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Scaricatore di piena	Entra in funzione in caso di pioggia per $Q > 4.056 \text{ m}^3/\text{h}$; lo scarico avviene nel fiume Olona
Sollevamento liquami	Il sollevamento avviene attraverso coclee
Grigliatura grossolana e fine	Il liquame è soggetto a trattamenti di grigliatura grossolana e poi di grigliatura fine a gradini.
Dissabbiatura/disoleatura	La fase di dissabbiatura/disoleatura avviene in canali a flusso longitudinale di tipo aerato. Tale unità è coperta ed è posta in leggera depressione per il trattamento dell'aria con scrubber.
Sedimentazione primaria	2 bacini circolari coperti e in depressione per il trattamento aria con scrubber.
Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Trattamenti biologici	4 unità di trattamento, di cui: - 2 unità di pre-denitrificazione coperte e in depressione - 2 unità di ossidazione/nitrificazione coperte e in depressione. I bacini sono dotati di sistema di diffusione d'aria mediante soffianti e diffusori sommersi a bolle medio/fini.
Sedimentazione secondaria	2 bacini circolari del tipo radiale
Disinfezione	vasca di contatto con ipoclorito
Preispessimento fanghi	2 preispessitori fanghi primari
Digestione anaerobica	2 digestori anaerobici riscaldati, di cui uno non attivo.
Disidratazione fanghi	Dopo il trattamento di stabilizzazione in digestione anaerobica, il fango subisce una successiva disidratazione meccanica attraverso nastro pressatura. Prima dell'alimentazione il fango viene condizionato con l'aggiunta di un polielettrolita.

Le (Fig. 4.64 e 4.65) riportano la planimetria delle opere esistenti e una foto aerea.

4.4.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, per potenzialità comprese tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate.

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 e 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

La tabella seguente riporta i dati medi rilevati dal Gestore nel 2009 sui liquami trattati nonché l'indicazione delle percentuali di abbattimento dei parametri presi in considerazione.

Tabella. 4.27 - Dati rilevati 2009

PARAMETRI	UM	INGRESSO	USCITA	% ABBATTIMENTO
pH	pH	7,98	7,90	-
COD	mg/l	321,40	65,86	78,13
BOD5	mg/l	103,63	18,07	80,63
N-NO2-	mg/l	0,96	0,30	30,50
N-NO3-	mg/l	3,99	6,54	-236,92
NH4+	mg/l	12,78	1,17	87,79
TKN	mg/l	20,21	1,97	87,10
Ntot	mg/l	25,15	8,81	60,92
Ptot	mg/l	5,17	0,91	72,90
MBAS	mg/l	1,93	0,56	68,95
BiAS	mg/l	1,40	0,41	68,98
SS105°C	mg/l	142,17	19,43	84,94
E.coli	UFC/100ml	1.754.545,45	551,44	-

Ulteriori informazioni sulla qualità dei liquami trattati sono riportate nella seguente tabella riferita al mese di marzo 2010 (v.m.)

Tabella. 4.28 - Dati marzo 2010

Parametri	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	128,33	23,50	80,55
COD	382,10	80,40	78,14
SST	154,20	24,20	83,11
P-TOT	3,78	0,64	82,69
N-TOT	31,19	8,54	71,44

Sulla base dei dati analitici e dei monitoraggi acquisiti nel tempo dal Gestore sulle caratteristiche delle acque trattate in uscita dall'impianto, è stato previsto un

progetto preliminare delle opere necessarie per conseguire gli obiettivi di qualità allo scarico indicati nel Regolamento Regionale n. 3/2006.

Figura. 4.64 - Planimetria generale delle opere esistenti

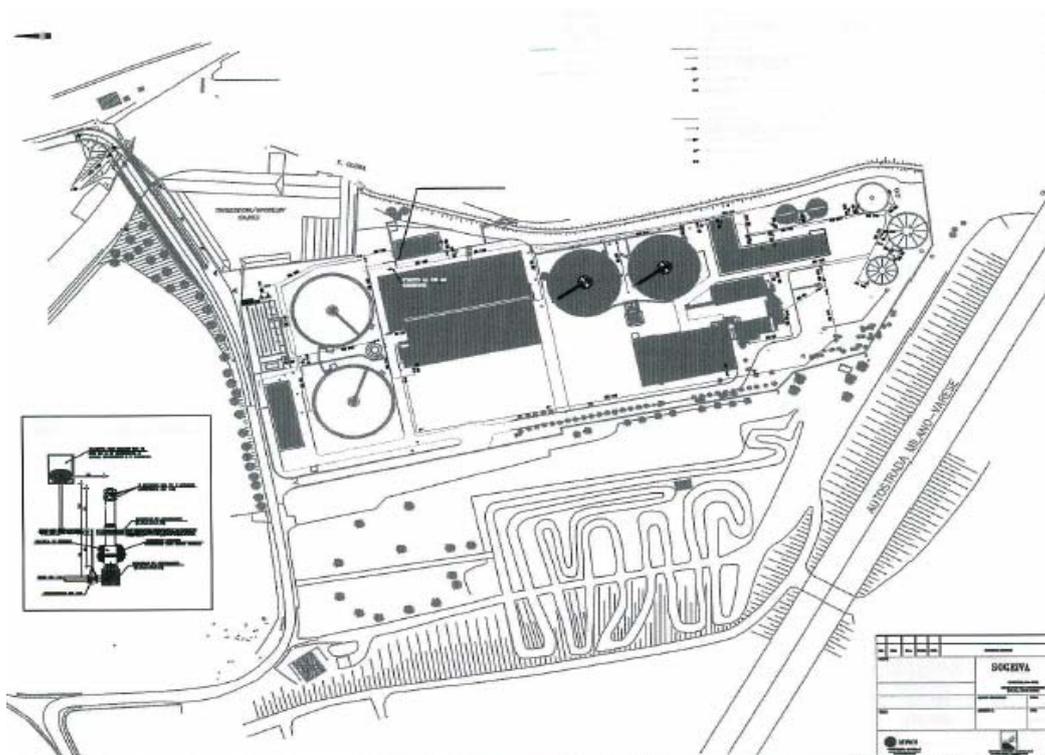


Figura. 4.65 - Foto aerea



4.4.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Il programma degli interventi di potenziamento ed adeguamento normativo riguarderà in particolare:

- la sezione biologica presso la quale dovrà essere migliorata l'efficienza di processo segnatamente per la fase di denitrificazione e di ricircolo della miscela areata;
- l'inserimento dei trattamenti terziari quali la defosfatazione chimica, mediante il dosaggio di cloruro ferrico e di polielettroliti e la filtrazione finale prevista su tre unità con settori a tela e due linee di flocculazione a monte;
- la realizzazione di una stazione di sollevamento con pompe dei liquami dai sedimentatori finali alla sezione dei trattamenti terziari;
- modifica dei criteri di disinfezione con l'impiego di acido peracetico in sostituzione dell'ipoclorito;
- interventi di ripristino e consolidamento delle opere civili e di sostituzione di apparecchiature elettromeccaniche non più affidabili.

4.4.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Il carico in arrivo è estremamente basso rispetto alle dimensioni impiantistiche, la concentrazione di BOD5 è debole, gli scarichi industriali che rappresentano il 50% del totale si sono ridotti rispetto alle situazioni del passato.

Il carico in arrivo risulta assai ridotto rispetto alle dimensioni impiantistiche attuali, con valori di BOD5 piuttosto deboli; gli scarichi industriali infine che rappresentavano il 50% del totale, si sono anch'essi sensibilmente ridotti rispetto al passato.

Conseguenza positiva di tale situazione è stata il raggiungimento nel 2008 di buoni valori analitici allo scarico pur in assenza delle fasi di defosfatazione, di ricircolo nitrati tuttora mancante e di filtrazione finale.

La linea fanghi era stata prevista con digestione anaerobica su 2 unità ora fuori uso.

Attualmente per la scarsa quantità di fango presente, lo stesso dopo ispessimento va nell'unico digestore funzionante "a freddo" prima di passare alla disidratazione su filtropressa a nastro.

L'impianto inizialmente targato come progetto per 137.500 AE tratta in realtà, confermata anche in proiezione futura, ca. 71.000 AE e scarica ad oggi acque con fosforo tra 1 e 2 ppm e azoto inferiore a 15 ppm. Le migliorie previste dovrebbero quindi estendersi anche alla linea fanghi con il ripristino della digestione e la sostituzione delle nastropresse con centrifughe. L'eventualità di eliminare la decantazione primaria per incrementare l'apporto di sostanza carboniosa alla denitrificazione e fornire quindi un carico più equilibrato alle fasi biologiche,

potrebbe infine consentire una produzione di fango migliore e più adatta al trattamento anaerobico anche se disposto su una linea soltanto.

4.4.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	3.036.180
Produzione annua in secco 100%	% SST kgSS _T /anno	18,5 561.693
Sistema di disidratazione	-	nastropressa con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 50.653 AE)	kgSS _T /AE x AE	11,08

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	70 + 30
Produzione annua	kgSS _T /anno	3.036.180
Costo annuo totale	€/anno	303.618

4.4.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

La disponibilità nel futuro immediato dei bacini di decantazione primaria, potrebbe portare sia ad inserire fasi di lisi biologica con ozonizzazione sia ad utilizzare le vasche per reattori MBR.

Un'altra considerazione riguarda la composizione del liquame di tipologia industriale e la presenza di elementi chimici che di per sé non portano a scenari positivi sulla compatibilità al riutilizzo in agricoltura di detti reflui anche se oggi il fango viene smaltito e ritirato dalla R.p.E., azienda specializzata che dispone di un impianto di trattamento e riqualificazione per l'utilizzo agricolo, ma le cui caratteristiche sono al limite della compatibilità con la normativa vigente.

A ciò vanno considerati in negativo la presenza di coloranti di tintorie nei liquami in ingresso e una leggera produzione di filamentosi nel biologico.

Ne consegue che le problematiche esistenti suggerirebbero l'opportunità di adottare un processo di ozonolisi sulla linea acque (fango di ricircolo) o direttamente sul fango di supero allorquando i decantatori primari venissero esclusi dal ciclo depurativo.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.5. Impianto di Varese - Bacino Olona

4.5.1. Situazione esistente

L'impianto ubicato nel territorio del Comune di Varese è entrato in funzione nel 1985, previsto con una potenzialità di progetto di 120.000 AE.

Nel corso degli anni ha subito alcuni interventi di integrazione e miglioramenti operativi tra cui nel 1999 la terza linea biologica, il terzo sedimentatore, un secondo digestore posto in serie con quello già esistente e la sostituzione, in fase di disidratazione fanghi, della centrifuga con una unità di nastro pressatura.

L'impianto di proprietà delle Società ecologiche locali si estende su una superficie di ca.62.000 mq ed è attualmente gestito dalla Soc. Prealpi servizi; esso serve i comuni di Varese centro, Induno Olona e Malnate nord

Nella sua attuale strutturazione la depurazione avviene secondo lo schema classico che comprende i trattamenti meccanici di grigliatura e dissabbiatura, la sedimentazione primaria, la fase biologica di ossidazione e la sedimentazione finale.

La linea fanghi si compone a sua volta di un preispessimento dinamico, della digestione anaerobica e della disidratazione meccanica.

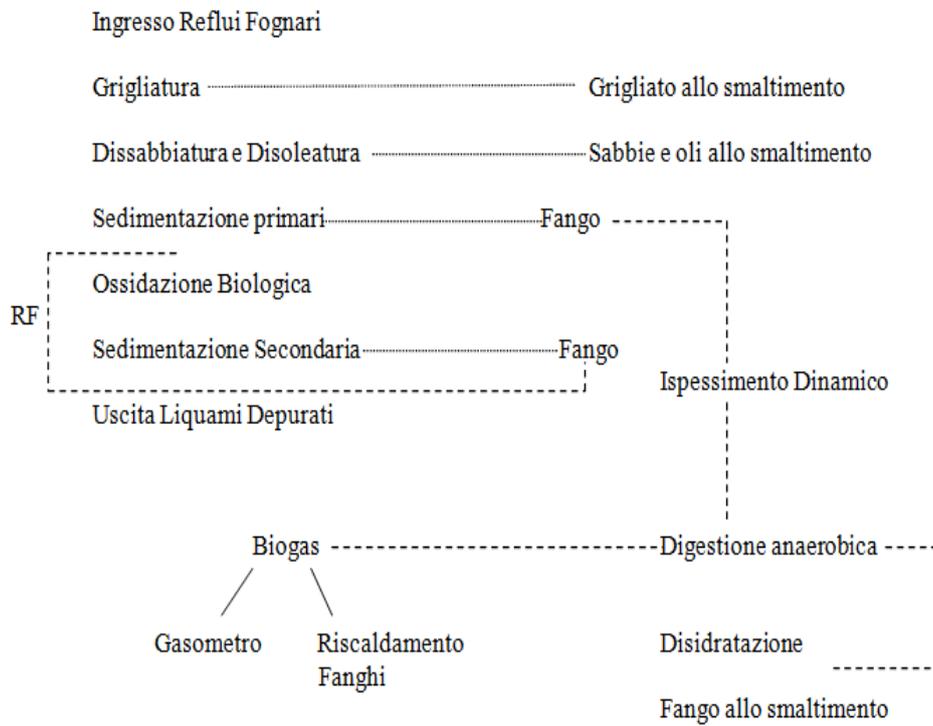
Le due linee di trattamento sono rappresentate nello schema a blocchi di fig. 4.66.

Il numero degli abitanti effettivamente serviti è inferiore alla potenzialità di progetto iniziale e risulta pari a ca. 106.000 AE con una tipologia dei liquami sostanzialmente urbana.

Sulla base dei dati e delle informazioni acquisite presso il Gestore l'impianto presenta il seguente quadro operativo generale

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	120.000	106.000
- Tipologia liquami	100% urbani	100% urbani
- Portata media giornaliera	35.000 mc	30.500 mc
- Portata media di tempo secco in mc/h	-	1270
- Portata di punta mc/h	1700	-

Figura. 4.66 - Schema a blocchi



4.5.2. Sezioni di trattamento

L'impianto è costituito dalle seguenti sezioni:

Linea acque:

- stazione sollevamento;
- grigliatura;
- dissabbiatura / disoleatura;
- decantazione primaria;
- ossidazione / nitrificazione;
- sedimentazione finale.

Linea fanghi:

- pre-ispessimento;
- digestione anaerobica;
- disidratazione meccanica.

Delle stesse viene data una sintetica descrizione.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Sollevaramento liquami	I liquami arrivano all'impianto da tre collettori: 1. Collettore per la raccolta delle fognature urbane lungo il corso del Fiume Olona da Induno Olona 2. Collettore della fognatura del Comune di Malnate 3. Collettore terminale della fognatura di Varese (centro storico) I primi due sono dotati di stazione di sollevamento con pompe; collegati al terzo entrano insieme nell'impianto.
Grigliatura media	1 unità di grigliatura media, costituita da due griglie automatizzate con interbarre di 5 cm e da una griglia centrale a pulizia manuale con soglia di troppo pieno.
Dissabbiatura/disoleatura	2 unità di dissabbiatura/disoleatura di tipo aerato all'interno della sedimentazione primaria.
Sedimentazione primaria	Due sedimentatori primari di forma circolare.
Trattamenti biologici	Sono operanti tre unità di ossidazione/nitrificazione dotate di 6 aeratori superficiali a giri variabili.
Sedimentazione secondaria	3 unità di sedimentazione finale del tipo circolare con ponte raschiatore a comando periferico.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Pre-ispessimento fanghi	Ispessimento dinamico fanghi primari
Digestione anaerobica	Digestione anaerobica fanghi del tipo bistadio
Disidratazione fanghi	Dopo il trattamento di stabilizzazione in digestione anaerobica, il fango subisce una successiva disidratazione meccanica attraverso nastro pressatura.

Le (Fig. 4.67 e 4.68) riportano la planimetria delle opere esistenti e una foto aerea

Figura. 4.67 - Planimetria opere esistenti

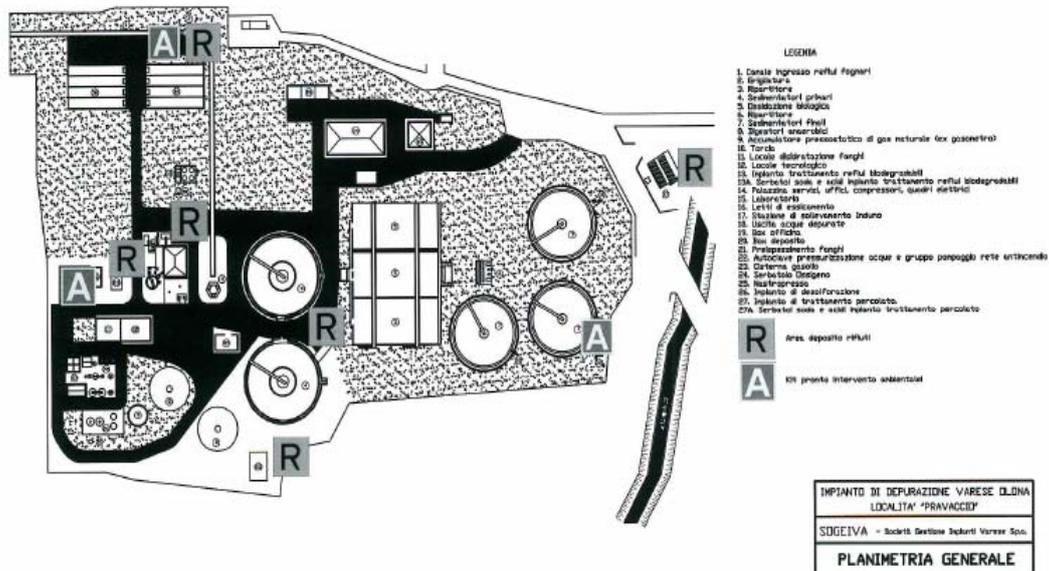


Figura. 4.68 - Foto aerea



4.5.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, di potenzialità superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate.

IMPIANTI DI POTENZIALITA' \geq 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performance dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nelle tabelle seguenti.

I dati si riferiscono alle medie mensili dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore nei primi mesi del 2010.

Tabella. 4.29 - Gennaio 2010 (v.m.)

Parametri	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	115,92	9,17	91,94
COD	302,24	26,24	91,17
SST	134,17	9,86	92,56
P-TOT	3,13	0,53	81,53
N-TOT	18,74	7,20	66,99

Tabella. 4.30 - Febbraio 2010 (v.m.)

Parametri	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	93,06	14,08	84,57
COD	237	34,54	85,11
SST	80	14	82,41
P-TOT	2,26	0,63	72,09
N-TOT	17,25	7,08	58,06

Tabella. 4.31 - Marzo 2010 (v.m.)

Parametri	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	118,46	20,54	82,87
COD	317,65	57,48	57,48
SST	120,26	26,29	78,85
P-TOT	3,16	0,88	72,73
N-TOT	26,59	10,73	60,99

4.5.4. *Sviluppi progettuali previsti e/o programmati*

Sulla base dei dati analitici e dei monitoraggi acquisiti nel tempo sulle caratteristiche delle acque in uscita dall'impianto, il gestore ha previsto un programma di interventi impiantistici finalizzati all'adeguamento delle opere esistenti ai nuovi standard previsti dalla normativa con specifico riferimento alla scadenza del 31-12-2016 indicata dal Regolamento Regionale n. 3/2006.

Gli interventi previsti riguardano in particolare:

- la realizzazione di uno stadio di pre-denitrificazione;
- esso sarà costituito da due bacini in parallelo ciascuno dotati di quattro miscelatori sommersi disposti in testa alla fase biologica esistente;
- il potenziamento delle unità di ossidazione;
verrà realizzata una linea aggiuntiva e la sostituzione dell'attuale sistema di aerazione a turbine con l'insufflaggio di aria sul fondo mediante diffusori a bolle fini;
- la realizzazione di una stazione di pompaggio per il ricircolo della miscela areata;
- tale sezione è legata all'inserimento nella linea di processo della denitrificazione;

- la realizzazione dei trattamenti terziari quali la defosfatazione chimica e la filtrazione finale;
- la defosfatazione è prevista mediante flocculazione con sali di ferro/alluminio e l'azione congiunta di polielettroliti;
- la filtrazione sarà disposta su tre linee con unità a settori rotanti a tela filtrante, provviste di lavaggio automatico;
- l'inserimento della disinfezione terminale con acido per acetico.

Allo scopo è prevista la costruzione di un bacino terminale di miscelazione e contatto.

Sono infine previsti interventi di rifacimento e consolidamento delle opere civili se ammalorate e programmi di routine per la riparazione e la sostituzione di apparecchiature elettromeccaniche non più affidabili.

4.5.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Non trovandosi inserito in un contesto urbanistico particolarmente denso l'impianto presenta un basso impatto ambientale pur non essendo di recente costruzione; anche i sistemi insufflativi a turbina non stanno infatti procurando inconvenienti di rilievo provocati da emissioni odorigene.

Seppure già progettualmente previste, per le opere imposte dall'adeguamento normativo quali denitrificazione, defosfatazione e filtrazione finale, non risultano prossime né la programmazione né l'avvio dei lavori. L'evolversi delle tecnologie tradizionali come pure la possibilità di ricorrere a sistemi mirati alla riduzione del fango, non riescono infatti allo stato attuale ad indirizzare le decisioni aziendali verso tali scelte.

Paradossalmente l'assenza di reflui industriali e la bassa concentrazione del carico inquinante nei liquami consentono all'impianto di rientrare spesso nei valori di legge nonostante manchi la fase di denitrificazione e sussista una diffusa obsolescenza dei sistemi meccanici impegnati nei processi di ossidazione.

Questa situazione consente probabilmente di rinviare le decisioni a favore di interventi tecnologicamente adeguati pur a scapito di costi gestionali più elevati e di una maggiore produzione di fanghi.

4.5.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	2.919.110
Produzione annua in secco 100%	% SST kgSS _T /anno	19 554.630
Sistema di disidratazione	-	nastropressa con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	11,6

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	70 + 30
Produzione annua	kgSS _T /anno	2.919.110
Costo annuo totale	€/anno	291.911

4.5.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

A fronte quindi di una situazione decisionale tutta da definire, sembrerebbe conveniente programmare anzitutto un intervento generale di up-grading rivolto a rimuovere le sezioni obsolete dell'impianto e ad inserire quelle mancanti al fine di migliorare sia le prestazioni ambientali che i risultati gestionali complessivi. Per quanto concerne il traguardo della riduzione fanghi, la composizione attuale dell'impianto potrebbe utilmente combinarsi con due linee di processo tra loro alternative e precisamente:

- realizzare una tecnologia TRFa del tipo MBR considerando che l'attuale sistema biologico a turbine deve essere rivisto e sostituito, utilizzare allo scopo i volumi di vasche già esistenti, rinunciare alla filtrazione finale di progetto in quanto operativamente superflua;
- selezionare un processo tipo Cannibal o a cicli alternati CA utilizzando i decantatori primari per la fase di denitrificazione.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.6. Impianto di Bulgarograsso - Bacino Olona

4.6.1. Situazione esistente

Nella sua prima versione, l'impianto ubicato nel territorio del Comune di Bulgarograsso è entrato in servizio nel 1979.

Nel corso degli anni l'impianto è stato sottoposto ad interventi e modificazioni (1994) dei processi di trattamento e in particolare all'impiego dell'ozonolisi a partire dal 2009.

Di proprietà degli ex Consorzi provinciali di depurazione, esso è attualmente gestito dalla Lariana Depur SpA e tratta i reflui di nove comuni della Provincia di Como occupando una superficie di ca. 22.000 mq.

La composizione dei liquami è mista con una componente civile del 40% ed industriale per il restante 60%. Tale rapporto si è andato modificando nel tempo con una tendenza progressiva verso la diminuzione degli scarichi industriali.

La depurazione avviene secondo fasi di trattamento convenzionali con i cicli di trattamento preliminari in testa, i trattamenti biologici e la sedimentazione secondaria, poi i trattamenti terziari di filtrazione e disinfezione in coda.

La linea fanghi è costituita da una fase di digestione aerobica, da un addensamento e da una disidratazione meccanica con centrifughe quale operazione terminale.

La planimetria dell'impianto e una foto aerea sono riportate nella (Fig. 4.69 e 4.70).

La potenzialità operativa attuale calcolata su un valore allo scarico di 25 mg/l di BOD₅ è pari a ca. 59.000 AE; inizialmente risultava viceversa una potenzialità nominale maggiore basata su valori di progetto del BOD₅ in uscita di 40 mg/l il che incrementava la capacità di trattamento a ca. 85.000 AE.

Sulla base dei dati acquisiti presso Lariana Depur l'impianto presenta oggi il seguente quadro operativo

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	85.000	59.000
- Frazione AE civili		%
- Portata media giornaliera	22.000 mc	23.300 mc
- Portata media di tempo secco in mc/h	917	970

Figura. 4.69 - Planimetria

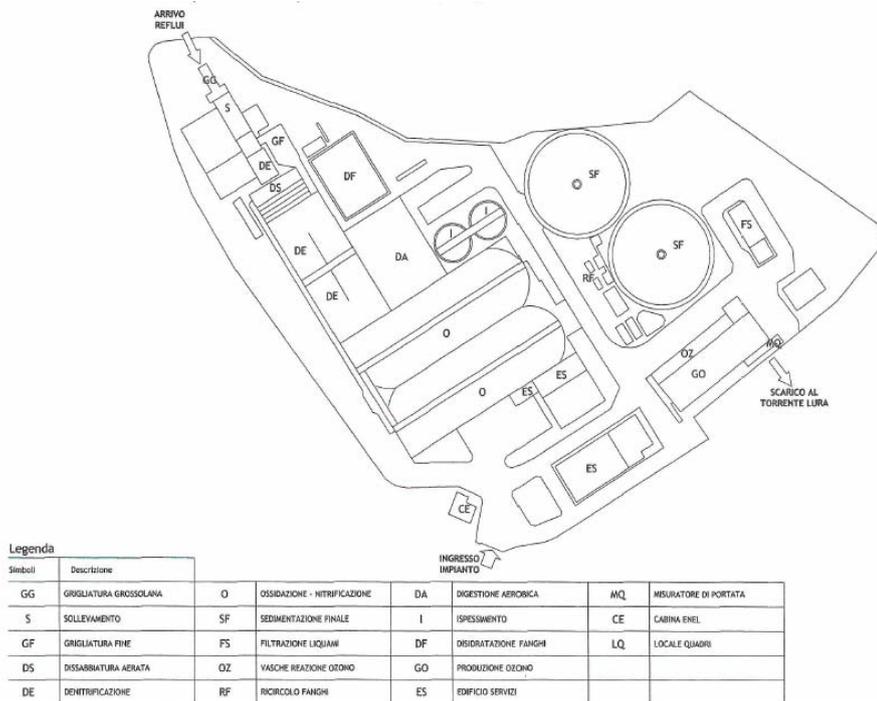
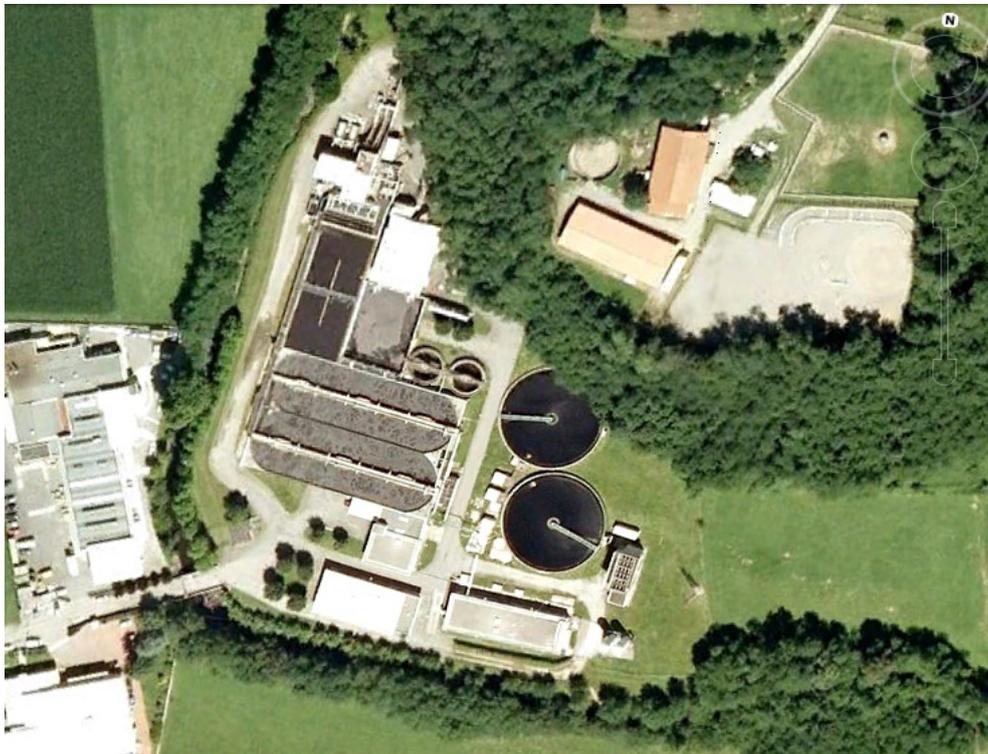


Figura. 4.70 - Foto aerea



4.6.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto comprende le seguenti fasi di trattamento:

Linea acque.

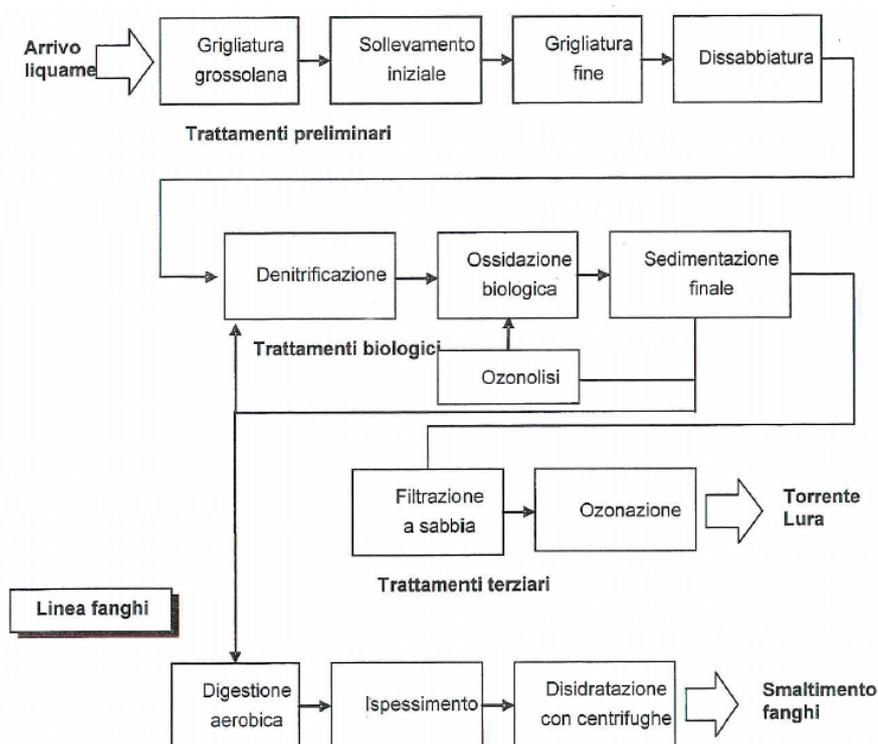
- grigliatura grossolana;
- sollevamento iniziale;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura;
- denitrificazione (1 unità);
- ossidazione e nitrificazione (2 unità);
- sedimentazione finale (2 unità);
- sezione di ozonolisi con ricircolo parziale della miscela areata (1 unità);
- filtrazione su unità a sabbia;
- disinfezione terminale con ozono.

Linea fanghi:

- digestione aerobica;
- addensamento;
- disidratazione meccanica con centrifughe.

Lo schema a blocchi è riportato nella (Fig. 4.71); il prospetto che segue illustra le ripartizioni operative dei trattamenti principali.

Figura. 4.71 - Schema di flusso a blocchi



Trattamenti Preliminari:	Trattamenti Biologici:	Trattamenti Terziari:	Trattamento Fanghi:
Grigliatura grossolana	Pre-denitrificazione	Filtrazione a sabbia	Digestione aerobica
Sollevamento iniziale	Ossidazione Nitrificazione		Addensamento
Grigliatura fine	Sedimentazione secondaria	Ozonazione	Disidratazione (con centrifughe)

COMPARTO	N. UNITA'	SUPERFICIE (m2)	Volume (m3)
DENITRIFICAZIONE	1	850	4.200
NITRIFICAZIONE	2	2.400	10.500
SEDIMENTAZ. FINALE	2	1.400	4.200
OZONO	1	200	930

4.6.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, richiede che lo scarico dell'impianto, di potenzialità tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 e 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performances dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella tabella seguente.

I dati si riferiscono alla media annua dei valori rilevati nel corso dei controlli operati dal Gestore nel 2009.

Tabella. 4.32 - Dati 2009

Parametro	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	161	13	92,0
COD	322	67	79,2
SST	121	20	83,5
P-TOT	2,9	2,2	24,1
N-TOT	35,4	17,8	49,7

L'esame delle risultanze analitiche indica la necessità di adeguamenti impiantistici per rispettare i valori allo scarico prescritti dalla scadenza del 31.12.2016 per tutti i parametri riportati.

Inoltre l'azoto e il fosforo presentano entrambi valori eccedenti i limiti corrispondenti già alla scadenza del 31.12.2008.

4.6.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Anche se la linea dei trattamenti in atto presso l'impianto risulta dotata di fasi funzionali necessarie al raggiungimento di limiti allo scarico piuttosto restrittivi, sussiste la necessità di operare interventi integrativi di adeguamento normativo in vista della scadenza del 31.12.2016.

Al momento sia a livello di gestione che di proprietà non sono stati comunque avviati programmi in tal senso anche per alcune situazioni patrimoniali che si presentano in fase evolutiva.

4.6.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Gli scarichi fognari in arrivo al depuratore hanno sempre avuto una marcata componente industriale con presenza di coloranti e COD variabile. Da tempo si sta evidenziando tuttavia una inversione di tendenza sempre più orientata verso la diminuzione dei reflui industriali.

Le caratteristiche dimensionali dell'impianto risultano sovrabbondanti rispetto all'effettivo carico da trattare per cui la capacità depurativa è decisamente cautelativa rispetto ai valori degli inquinanti organici in ingresso.

Anche se alcuni parametri quali BOD5, COD, SST, N e P, risultano oggi leggermente fuori tabella soprattutto in prospettiva del 2016, la progressiva riduzione dei reflui industriali potrebbe probabilmente portare gli scarichi a rispettare egualmente la normativa regionale.

A partire dal 2009 è stata comunque installata presso l'impianto una unità di ozonolisi che superata la fase di sperimentazione ha consentito per ora di ottenere ottimi risultati anche sulla riduzione dei fanghi.

4.6.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	3.195.300
Produzione annua in secco 100%	% SST kgSS _T /anno	20 639.060
Sistema di disidratazione	-	centrifughe con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	10,8

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	87,8
Produzione annua	kgSS _T /anno	3.195.300
Costo annuo totale	€/anno	280.607

4.6.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

L'altra presenza di frazioni industriali e di coloranti nel liquame da trattare, aveva già indotto il gestore all'individuazione di determinate tecnologie mirate a risolvere alcune di queste problematiche.

In particolare venne utilizzato dapprima ozono in disinfezione finale e sperimentata successivamente l'ozonolisi quale processo per la riduzione del fango, direttamente sulla linea acque.

Disponendo di una fase di digestione aerobica, il gestore ha anche provveduto ad utilizzare le quantità residue di ossigeno provenienti dal sistema di produzione dell'ozono per ottimizzare le performances di detta digestione.

In pratica attraverso il confronto con altre sperimentazioni analoghe condotte in campo, la tecnologia con ozono qui applicata risulta comparabile ai processi Biolisis-O e Biolisi-E (par. 3.3.1 e 3.3.5) almeno sul piano dei risultati ottenuti.

Rimane invece ancora aperto il problema di verificare in termini economici, i risultati ottenibili sulla stabilizzazione aerobica dei fanghi mediante ozono, sinora applicato in scala minore.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.7. Impianto di Origgio - Bacino Olona

4.7.1. Situazione esistente

L'impianto ubicato nel Comune di Origgio è stato realizzato all'inizio degli anni 'Novanta ed ha subito ulteriori interventi di revamping nel 2005.

A partire dal 1999 esso è gestito dalla Soc. Bozzente con Prealpi Servizi SpA come ente erogatore e presenta una potenzialità nominale di progetto di 75.000 AE.

Si estende su di un'area di ca. 12.000 mq servendo un bacino di utenza comprendente i Comuni di Cislago, Gerenzano, Uboldo, Turate, Mozzate, Carbonate, Locate Varesino ed Origgio.

Nella sua attuale strutturazione, la depurazione si sviluppa attraverso tre linee di processi biologici - denitrificazione, ossidazione e nitrificazione - aventi sia a monte che a valle due sedimentatori.

I reflui trattati vengono sversati nel torrente Bozzente.

La linea fanghi è costituita dalla digestione anaerobica, con ispessitori a monte ed a valle e dalla disidratazione meccanica.

I processi di trattamento sono rappresentati nello schema a blocchi di (Fig. 4.72).

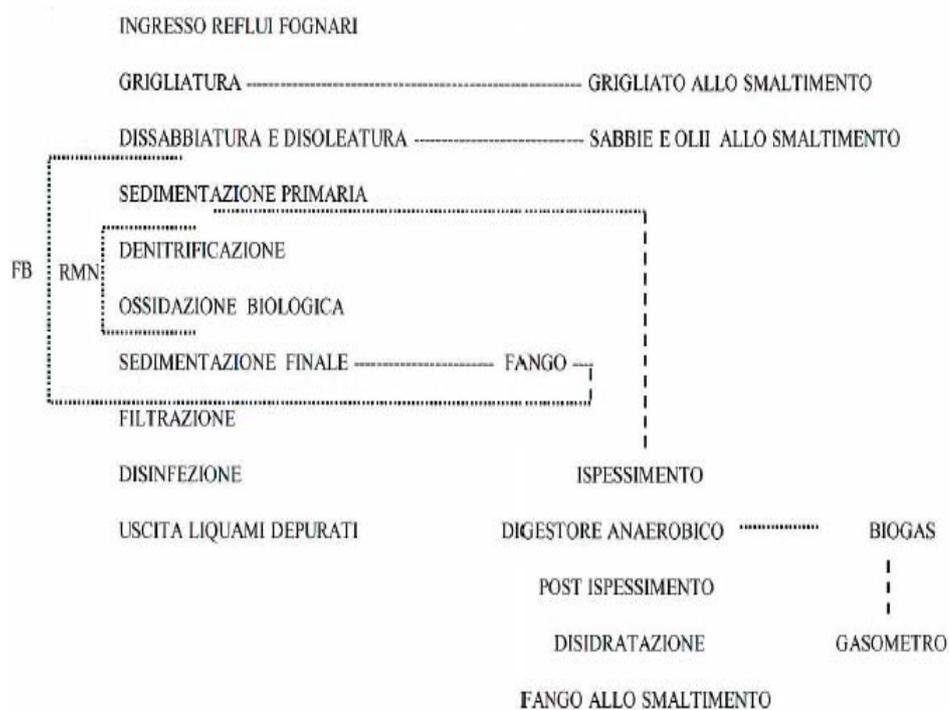
Il numero degli abitanti serviti risulta comunque sensibilmente inferiore alla potenzialità di progetto ed è attualmente di ca. 28.000 AE. Ne consegue che pure il coefficiente di utilizzazione delle opere depurative sia anch'esso limitato allo 0,33

I liquami in cui è preponderante la componente di provenienza urbana, con una aliquota residua di reflui industriali di ca. 2000 mc/giorno, presentano bassi valori dei parametri analitici di inquinamento organico (BOD, COD, SS).

Sulla base dei dati e delle informazioni acquisite presso il Gestore, il quadro operativo generale dell'impianto risulta il seguente:

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	75.000	28.000
- Tipologia liquami	urbani	85% urbani
- portata media giornaliera	20.130 mc	15.100 mc
- portata media di tempo secco mc/h	840	630

Figura. 4.72 - Schema di flusso a blocchi



4.7.2. Sezioni di trattamento

L'impianto si compone delle seguenti sezioni:

Linea acque:

- stazione di sollevamento;
- grigliatura grossolana e fine;
- dissabbiatura / disoleatura;
- decantazione primaria;
- denitrificazione;
- ossidazione e nitrificazione;
- decantazione finale;
- filtrazione finale;
- disinfezione.

Linea fanghi:

- preispessimento;
- digestione anaerobica;
- post ispessimento;
- disidratazione meccanica.

Si riporta sinteticamente il prospetto descrittivo delle opere.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Sollevarimento iniziale liquami con sfioratore di emergenza	Avviene mediante: - 5 pompe centrifughe - un sistema di sfioro a gravità: le portate eccedenti il valore massimo sollevabile vengono sfiorate
Grigliatura grossolana e fine	Avviene mediante: - 1 griglia grossolana a cestello a pulizia manuale; - 2 griglie fini di cui la prima a barre automatica, la seconda a gradini
Dissabbiatura/Disoleatura	Avviene mediante: - 1 bacino a pianta rettangolare - 1 carro ponte meccanizzato - 1 sistema di rimozione della sabbia mediante idroestrattore pneumatico

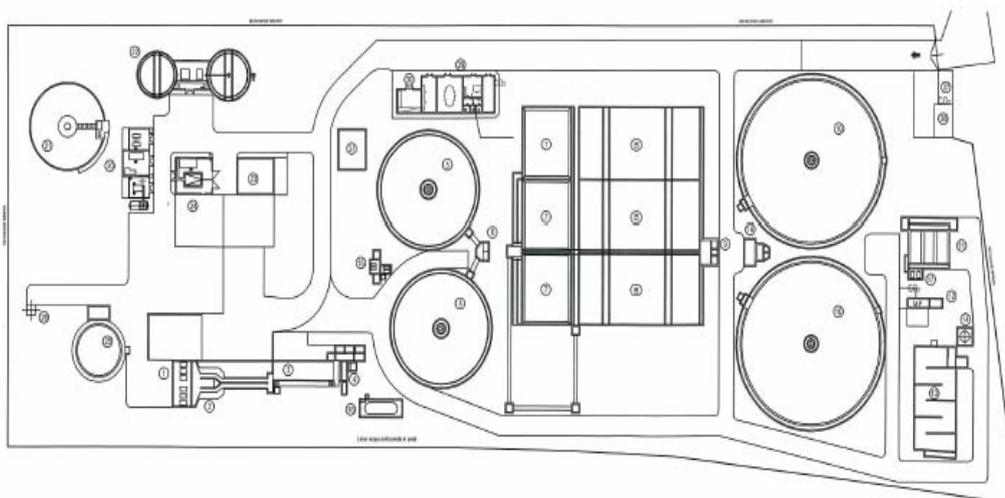
Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Sedimentazione primaria	2 sedimentatori di forma circolare, attrezzati con ponte raschiatore a comando periferico
Trattamenti biologici	- 3 linee in parallelo di denitrificazione di cui 1 è di emergenza - 3 linee di ossidazione / nitrificazione di cui 1 è di emergenza - Defosfatazione per co-precipitazione chimica, mediante dosaggio del reattivo direttamente nei bacini di trattamento biologico
Sedimentazione secondaria	2 bacini a pianta circolare, equipaggiati con raschiatore meccanizzato a comando periferico, con sistema di rimozione dei materiali flottati.
Filtrazione finale	2 unità di filtrazione del tipo a dischi con tela filtrante in poliestere e sistema di lavaggio per ogni filtro
Disinfezione	Condotta mediante dosaggio di acido peracetico in vasca di contatto e miscelazione
Preispessimento fanghi	1 unità meccanizzata di ispessimento a gravità sul fango misto
Digestione anaerobica	Trattamento del fango di supero mediante reattore monostadio riscaldato e coibentato, provvisto del sistema di miscelazione attraverso insufflazione di biogas.
Post-ispessimento	1 unità meccanizzata di post-ispessimento a gravità del fango misto
Disidratazione fanghi	Disidratazione meccanica dei fanghi con impiego di due linee di nastropressatura e rispettivi gruppi di dosaggio del polielettrolita.

Le (Fig. 4.73 e 4.74) riportano una foto aerea e la planimetria attuale dell'impianto.

Figura. 4.73 - Foto aerea



Figura. 4.74 - Planimetria impianto attuale.



4.7.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, di potenzialità comprese tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate.

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 e 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro (*) 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Nota (*): In considerazione della forte riduzione di potenzialità reale dell'impianto limitato a soli 28.000 AE, potrebbe essere opportunamente valutato l'inserimento dello stesso nella categoria di capacità inferiore a 50.000 AE per cui i limiti al 2016 risulterebbero:

BOD ₅ (mg/l)	25 mg/l
COD (mg/l)	125 mg/l
SS (mg/l)	35 mg/l
Ptot (mg/l)	2 mg/l
Ntot (mg/l)	15 mg/l

La tabella (Tab. 4.33) seguente riporta i dati medi rilevati nel corso della gestione del 2009 sui liquami trattati nonché l'indicazione delle percentuali di abbattimento dei parametri presi in considerazione.

Tabella. 4.33 - Dati medi parametri gestione 2009

PARAMETRO	UM	INGRESSO	USCITA	ABBATTIMENTO %
pH	pH	7,25	7,15	-
COD	mg/l	163,09	27,51	77,58
BOD ₅	mg/l	80,58	12,33	79,76
N-NO ₂ -	mg/l	0,32	0,29	-4,55
N-NO ₃ -	mg/l	0,80	6,47	-1.281,46
NH ₄ ⁺	mg/l	15,10	1,83	88,00
TKN	mg/l	20,88	3,79	81,82
Ntot	mg/l	21,93	10,49	49,90
Ptot	mg/l	3,21	1,64	41,07
MBAS	mg/l	2,98	0,54	65,60
BiAS	mg/l	1,54	0,41	69,27
SS105°C	mg/l	99,36	10,83	85,29
E.coli	UFC/100ml	1.320.909,09	1.740,91	-

Una seconda tabella riporta ulteriori informazioni sulla qualità dei reflui trattati riferiti al mese di marzo 2010 (v.m.).

Tabella. 4.34 - Qualità reflui

Parametro	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	% Abbattimento
BOD ₅	51,20	10,00	80,46
COD	100,40	21,20	78,28
SST	50,40	9,60	80,90
P-TOT	2,58	1,60	37,98
N-TOT	21,44	9,38	56,25

Sulla base delle risultanze analitiche acquisite e delle attuali caratteristiche strutturali delle opere, il gestore ritiene di avviare una fase di interventi di

adeguamento dell'impianto per il raggiungimento degli standard di qualità delle acque di scarico secondo il Regolamento Regionale al 31-12-2016.

Risulta in particolare che l'attuale capacità idraulica riferita ad alcune sezioni di trattamento quali le operazioni di grigliatura fine, di sabbiatura e filtrazione finale appaia sottodimensionata comportando difficoltà gestionali.

4.7.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Il programma di adeguamento tecnico-normativo riguarda pertanto i seguenti interventi:

- potenziamento della grigliatura meccanica con l'inserimento di una griglia fine aggiuntiva del tipo a gradini autopulente;
- potenziamento del sollevamento di testa con l'installazione di una nuova pompa;
- ampliamento unità dissabbiatura con la realizzazione di un nuovo manufatto in c.a. quale bacino di dissabbiatura raccordato alle strutture esistenti e completato con l'installazione di carroponte, gruppo di aerazione, idroestrattore air-lift;
- completamento del processo di defosfatazione esistente (co-precipitazione chimica nei bacini del trattamento biologico) con l'inserimento di una fase di post-precipitazione;
- potenziamento della filtrazione finale con l'installazione di un terzo filtro a disco rotante su tela;
- sostituzione dell'attuale sistema di disinfezione operante mediante dosaggio di acido peracetico, con una unità a raggi uv;
- sostituzione di una nastro pressa oramai obsoleta con una nuova centrifuga in fase di disidratazione meccanica dei fanghi.

In termini paralleli agli adeguamenti descritti, sono previsti ulteriori interventi di rifacimento e consolidamento delle opere civili e di manutenzione/sostituzione di apparecchiature elettromeccaniche obsolete.

4.7.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto pur completato delle fasi di nitro-denitrificazione, filtrazione finale e disinfezione, non ha avuto una altrettanto rapida ristrutturazione sia sui sistemi impiantistici di ossidazione sia sulla linea fanghi.

È risultata infatti prevalente l'urgenza di raggiungere anzitutto le performances depurative anziché quella di considerare le problematiche di impatto ambientale vista la notevole distanza tra le abitazioni e l'impianto, ubicato tra l'altro accanto ad altri grandi insediamenti industriali.

Il liquame in arrivo povero di sostanze organiche e con BOD5 molto basso, è composto da una frazione del 15% ca. di scarichi industriali. Il carico inquinante di progetto è comunque lontanissimo dall'attuale composizione che presenta un valore di COD corrispondente a circa 28.000 AE contro i 75.000 AE di progetto.

Conseguentemente la debolezza del carico organico influente ha comportato la necessità di by-passare i decantatori primari per evitare una ulteriore carenza della frazione carboniosa presso la denitrificazione.

A livello di fanghi attivi tale situazione è stata confermata dalla presenza di colonie filamentose certamente non favorita dalle frazioni industriali in arrivo e dalla non perfetta ossidazione sviluppata da turbine di vecchia costruzione.

4.7.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	1.264.300
	% SST	19,3
Produzione annua in secco 100%	kgSS _T /anno	244.010
Sistema di disidratazione	-	nastro pressa con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	8,7

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	70 + 30
Produzione annua	kgSS _T /anno	1.264.300
Costo annuo totale	€/anno	126.430

4.7.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Anche sotto il profilo idraulico l'impianto presenta un carico estremamente modesto sotto i 30.000 AE rispetto ai 75.000 AE di progetto. Disponendo quindi di volumi e capacità superiori alle reali necessità depurative, con opportuni ammodernamenti dei sistemi insufflativi e con accorgimenti innovativi pure nella gestione dei processi, si dovrebbero raggiungere risultati positivi nel programma di riduzione dei fanghi prodotti.

Rientrano in tali ipotesi di lavoro sia l'adozione della tecnica dei cicli alternati C.A., utilizzando il volume disponibile della decantazione primaria per la stabilizzazione del fango, sia il ricorso ad una lisi biologica del fango (processo Cannibal) risultando già attive le fasi di nitro-denitrificazione.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.8. Impianto di Parabiago - Bacino Olona

4.8.1. *Situazione esistente*

Nella sua prima versione, l'impianto ubicato nel territorio del Comune di Parabiago venne costruito nel 1959.

Nel corso degli anni ha subito potenziamenti ed integrazioni sino a raggiungere nel 1991 la sua attuale configurazione, su di una estensione di oltre 30.000 mq.

L'impianto, di proprietà della Soc. IANOMI SpA è ora gestito dalla AMIACQUE e serve oltre a Parabiago anche il Comune di Cerro Maggiore; in esso vengono trattati sia liquami civili (80% ca.) che di provenienza industriale.

Nella sua attuale composizione la depurazione si svolge secondo uno schema tradizionale che comprende i trattamenti primari di grigliatura, dissabbiatura e disoleazione; la sedimentazione primaria; la fase biologica di ossidazione e nitrificazione ed infine la sedimentazione finale.

Nel 2008 è stata inserita nel ciclo di depurazione una sezione di defosfatazione.

La linea fanghi è molto semplificata ed è costituita da un comparto di pre-ispessimento, da uno di accumulo e da quello terminale di disidratazione meccanica con nastro pressa.

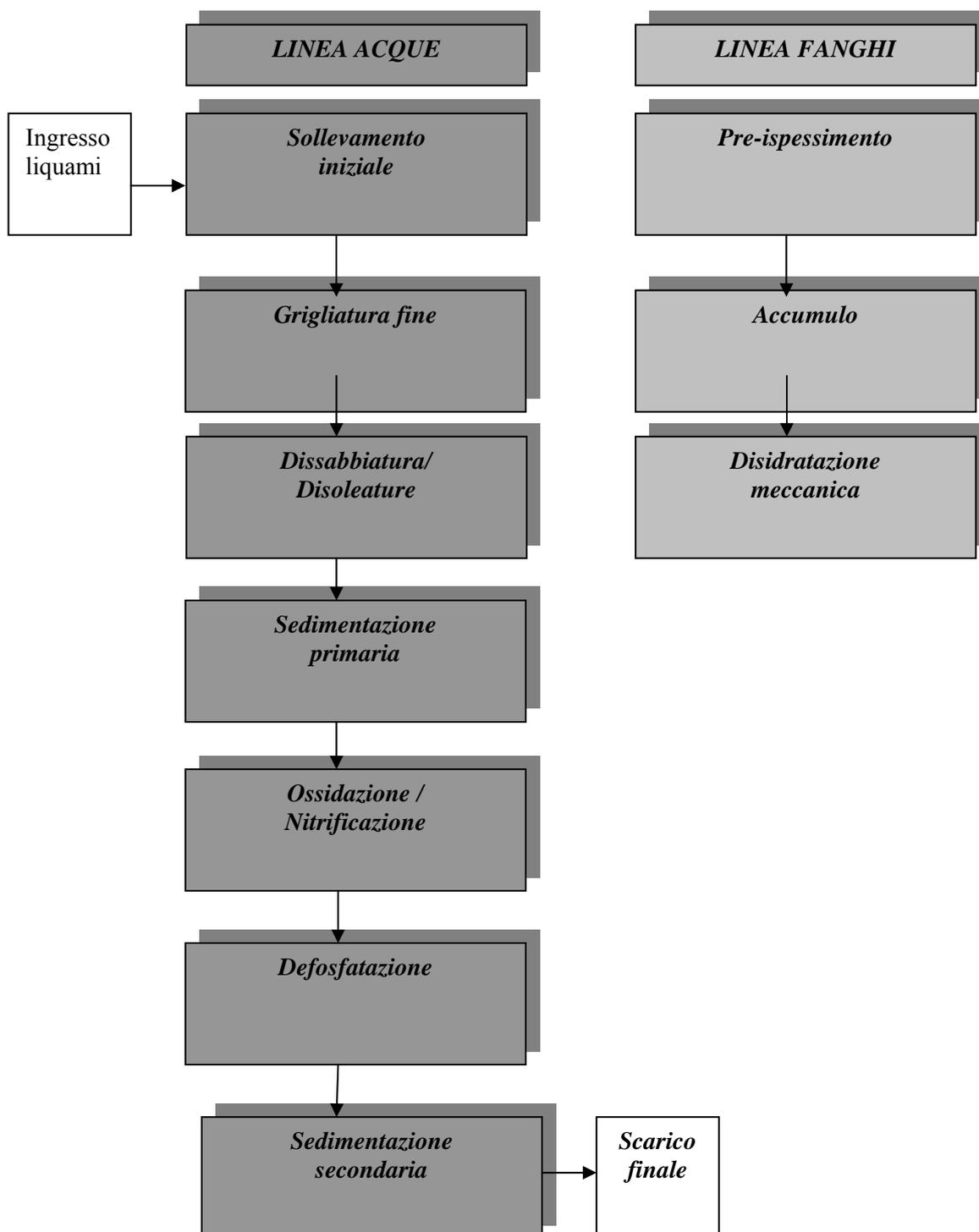
Le due linee di trattamento sono rappresentate nello schema funzionale a blocchi di (Fig. 4.75).

La potenzialità nominale di progetto è pari a 50.000 AE; il numero degli abitanti effettivamente serviti è comunque inferiore e si colloca attorno alle 46.000 unità. Al riguardo in base alle rilevazioni esistenti, sono state formulate solo valutazioni di stima anche perché un parametro di riferimento molto utile quale la portata in uscita dall'impianto, non viene misurato strumentalmente ma calcolato sul tempo di marcia delle pompe.

Dai dati forniti dall'Ente gestore l'impianto presenta il seguente quadro operativo generale:

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	50.000	46.000
- Frazione AE civili		80%
- Portata media giornaliera		9.000 mc
- Portata media di tempo secco in mc/s		0,1

Figura. 4.75 - Schema generale a blocchi impianto



4.8.2. Sezioni di trattamento

L'impianto è attualmente composto dalle seguenti fasi di trattamento:

Linea acque:

- sollevamento iniziale;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura/disoleatura aerata;
- sedimentazione primaria;
- ossidazione/nitrificazione;
- de fosfatazione;
- sedimentazione secondaria.

Linea fanghi

- pre-ispessimento fanghi;
- accumulo fanghi;
- disidratazione meccanica fanghi.

Le stesse sono sinteticamente qui descritte.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Sollevamento iniziale	I liquami in ingresso vengono sollevati alla fase di grigliatura fine mediante n. 4 pompe sommergibili.
Grigliatura fine	La grigliatura fine viene effettuata mediante n. 2 filtrococlee in acciaio inox con luce 6 mm. Il grigliato, raccolto con una coclea compattatrice, viene accumulato in un cassone e inviato a smaltimento in discarica.
Dissabbiatura/disoleatura	La fase di dissabbiatura/disoleazione aerata avviene in n. 1 bacino circolare con insufflazione di aria a bolle medie. L'estrazione delle sabbie avviene mediante air lift con successivo invio ad un classificatore a coclea di separazione acqua/sabbia.
Sedimentazione primaria	La sedimentazione primaria avviene in 2 bacini a flusso longitudinale con carroponete, dotati di raschiatori di fondo e superficiali con lame di sfioro in uscita. L'estrazione dei fanghi primari dalle tramogge di testa avviene mediante 2 pompe; sono inviati poi all'ispessimento.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Ossidazione/nitrificazione	La sezione si compone di 2 unità, ciascuna con 2 turbine di agitazione ed aerazione.
Defosfatazione	Nel corso del 2008 è stata installata una sezione di defosfatazione, per co-precipitazione, mediante dosaggio di policloruro di alluminio immesso nella fase di ossidazione biologica.
Sedimentazione secondaria	Si compone di 2 vasche circolari con ponti raschiatori radiali dotati di sistema di raccolta fanghi galleggianti e sistema di abbattimento fanghi galleggianti a spruzzo. I fanghi biologici separati sul fondo delle vasche vengono continuamente ricircolati nelle vasche di ossidazione, senza alcuna estrazione di fango di supero.
Pre-ispessimento fanghi	Il pre-ispessimento dei fanghi primari avviene in una vasca circolare coperta.
Accumulo fanghi	Dal pre-ispessimento i fanghi vengono inviati mediante pompe ad una seconda vasca circolare (ex digestore del vecchio impianto abbandonato) quale accumulo prima della disidratazione.
Disidratazione fanghi	La disidratazione meccanica dei fanghi ispessiti avviene mediante una nastropressa. Il fango è condizionato con polielettrolita. L'estrazione dei fanghi avviene mediante coclea con accumulo in cassone.

Le Figure 4.76, 4.77 e 4.78 rappresentano rispettivamente:

- foto aerea;
- planimetria generale;
- planimetria nuovi interventi;

4.8.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto in esame, di potenzialità compresa tra 10.000 AE e 50.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 10.000 AE e 50.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	25
COD (mg/l)	125	125
SS (mg/l)	35	35
Ptot (mg/l)	2	2
Ntot (mg/l)	15	15

Le caratteristiche dei reflui allo scarico sono indicate nella tabella seguente. I dati si riferiscono alla media dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore nell'anno 2009.

Tabella. 4.35 - Dati 2009

Mesi	BOD ₅		COD		SST		P-TOT		N-TOT	
	in	out	in	out.	in	out	in	out	in.	out
Gennaio	185	14	317	54	121	36	4.2	2	36	19
Febbraio	162	13	321	41	97	26	3.97	1.4	30	16.5
Marzo	215	17	438	40	202	17	5.8	1.4	39.3	17
Aprile	128	10	332	28	133	8.5	3.7	2.1	19.7	14.7
Maggio	156	10	331	22	140	9	4.75	1.5	27.5	12.5
Giugno	142	10	356	22	159	7	4.3	1.3	28.3	7.3
Luglio	115	10	237	25	111	6.8	3.0	1.7	19.6	17
Agosto	69	10	190	21	87	7	2.9	1.75	23.5	22.7
Settembre	145	10	317	26	124	11	4.4	1.8	28	27.7
Ottobre	181	10	402	23	150	7	5.0	1.6	30.5	25
Novembre	195	8.3	298	23	103	10	3.8	0.97	20.3	19.7
Dicembre	138	10	416	28	150	23	4.8	1.6	31.7	21.7

- Valori espressi in mg/l
- Valori in ingresso: in
- Valori in uscita: out

L'esame delle risultanze analitiche sopra riportate consente di evidenziare che:

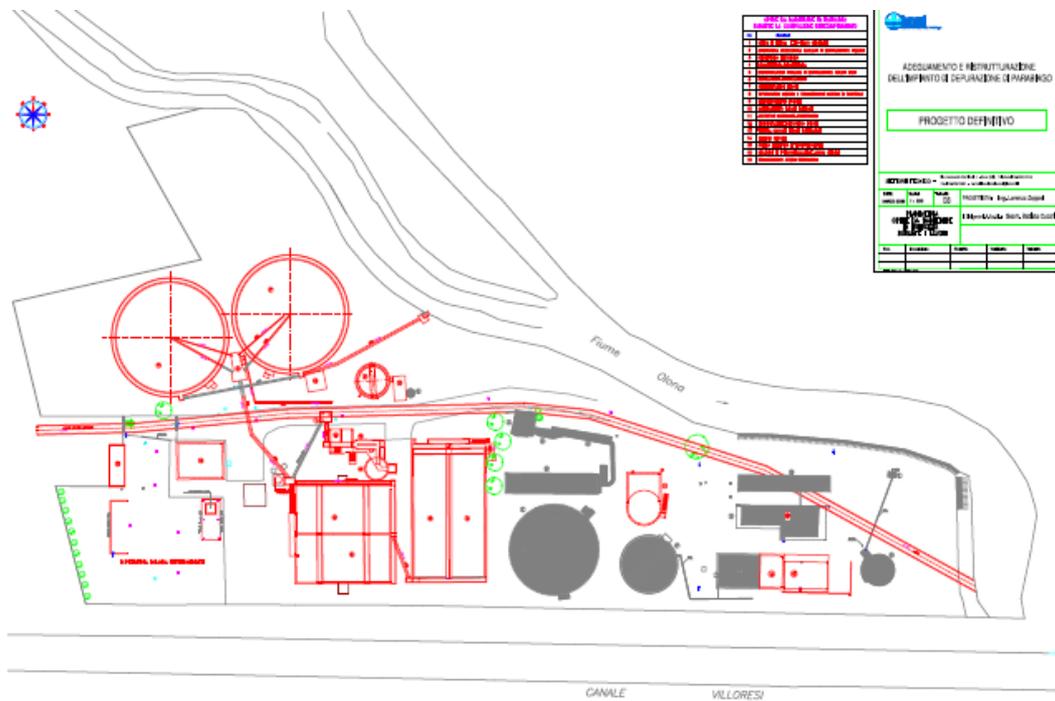
- l'impianto consegue rendimenti di rimozione che garantiscono per i parametri del BOD₅, COD, per i SST e per i fosforo totale il rispetto dei limiti allo scarico attuali previsti dal Regolamento regionale n. 3/2006;
- i rendimenti di rimozione dell'azoto complessivo, attualmente conseguiti in assenza di trattamenti specifici, non riescono invece a garantire il rispetto dei nuovi limiti di emissione allo scarico previsti dal Regolamento regionale n. 3/2006 al 31.12.2008 e conseguentemente al 31.12.2016.

Inoltre alcune sezioni richiedono una revisione funzionale.

Figura. 4.76 - Foto aerea



Figura. 4.77 - Planimetria generale



- inserimento di una fase di pre-denitrificazione su due linee, da ubicare negli attuali bacini di sedimentazione primaria con dismissione di tale trattamento;
- modifica dell'attuale sistema di diffusione dell'aria installato nel comparto di ossidazione-nitrificazione con eliminazione delle turbine esistenti e l'inserimento di diffusori di fondo a bolle fini, con relativa rete di alimentazione asservita a 3 nuovi compressori;
- realizzazione del ricircolo della miscela aerata dal bacino di ossidazione alla sezione di pre-denitrificazione;
- inserimento, a monte dei due sedimentatori secondari esistenti, di un manufatto di ripartizione delle portate attualmente non presente;
- inserimento, a valle dei due sedimentatori secondari esistenti, di una nuova sezione di filtrazione finale seguita da una nuova sezione di disinfezione a lampade UV;
- ottimizzazione dei circuiti della linea fanghi mediante la copertura del preispessitore esistente, l'inserimento di nuove unità di digestione aerobica, di post-ispessimento e di accumulo fanghi con copertura e sistema di aspirazione e deodorizzazione dell'aria estratta;
- ottimizzazione della sezione di disidratazione meccanica mediante sostituzione dell'attuale nastro-prensa con una centrifuga;
- esecuzione di una serie di modifiche ed integrazioni sia alle opere infrastrutturali esistenti (viabilità, reti idriche e fognarie, ecc.) che alle opere elettriche e relativi adeguamenti normativi delle stesse; inserimento di un sistema di supervisione e controllo operativo mediante PLC.

Altrettanti aspetti significativi del nuovo assetto impiantistico sono la dismissione definitiva del vecchio digestore anaerobico e la cessazione del trattamento dei cosiddetti bottini, risalente ai primi anni 90.

4.8.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Si tratta di un impianto abbastanza obsoleto, realizzato nella sua prima versione nel 1959.

Successivamente ha subito diversi interventi di ammodernamento e potenziamento sino al 1991 accogliendo nel 2008 anche una sezione di defosfatazione.

Risultano abbastanza soddisfacenti i rendimenti di depurazione sulla linea acque dove i parametri in uscita rientrano nel R.R. n. 3, tranne che per l'azoto che potrebbe forse rientrare nel caso di una riduzione dei carichi in ingresso per la dismissione programmata dei 15.000 A.E. di Cerro dirottati in futuro a Canegrate.

Va comunque sottolineato che l'impianto non dispone della sezione di denitrificazione, seppure programmata in futuro, nonché di una fase di digestione del fango in quanto dismessa da tempo.

Ianomi ha avviato un programma di adeguamenti impiantistici al fine di ottemperare per il 2016 alle normative regionali sugli scarichi. Tali adeguamenti riguarderanno sia la linea acque che quella fanghi (par. 4.8.2). Per quest'ultima è previsto la realizzazione della digestione aerobica.

4.8.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	2.262.490
	% SST	16÷18 (v.m. 17)
Produzione annua in secco 100%	kgSS _T /anno	384.623
Sistema di disidratazione	-	nastropressa con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	14,2

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	2.269.490
Costo annuo totale	€/anno	180.999

4.8.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Per quanto riguarda la possibilità di inserire tecnologie TRF vanno considerati alcuni aspetti operativi e cioè:

- l'impianto verrà ridimensionato ad un valore di targa di 35.000 A.E. e nella configurazione finale disporrà di vasche non riutilizzate, come il digestore anaerobico ed i sedimentatori primari probabili sedi delle vasche di denitrificazione
- pertanto con tali disponibilità volumetriche si potrebbero realizzare cicli biologici alternativi quale il processo a cicli alternati CA.
Per quest'ultimo potrebbe comunque essere sufficiente la linea biologica esistente una volta integrata con la prevista denitrificazione in progetto.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.9. Impianto di Bresso - Bacino Seveso

4.9.1. Situazione esistente

L'impianto entrato in esercizio nel 1991 occupa un'area di 150.000 mq ed è ubicato nell'area nord del territorio comunale di Milano, zona Niguarda, limitrofa al comune di Bresso. L'impianto di proprietà della soc. IANOMI è gestito dalla Soc. AMIACQUE e serve cinque comuni della Provincia di Milano quali Bresso, Cinisello Balsamo, Cormano, Cusano Milanino e Paderno Dugnano

La potenzialità nominale di progetto pari a 220.000 AE, è sfruttata praticamente quasi per intero in quanto il numero degli abitanti serviti è di 215.000 unità di cui l'84% rappresentato da utenze di natura civile

I liquami sono addotti all'impianto tramite due collettori consortili a cui si interconnettono le reti fognarie comunali

Sulla base della documentazione progettuale esistente e degli studi di aggiornamento eseguiti nel frattempo, l'impianto presenta attualmente il seguente quadro operativo

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	220.000	215.000
- Frazione AE civili		84%
- Portata media giornaliera		65.000 mc
- Portata media di tempo secco in mc/s	0,75	0,75

4.9.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto comprende le seguenti fasi di trattamento:

Linea acque:

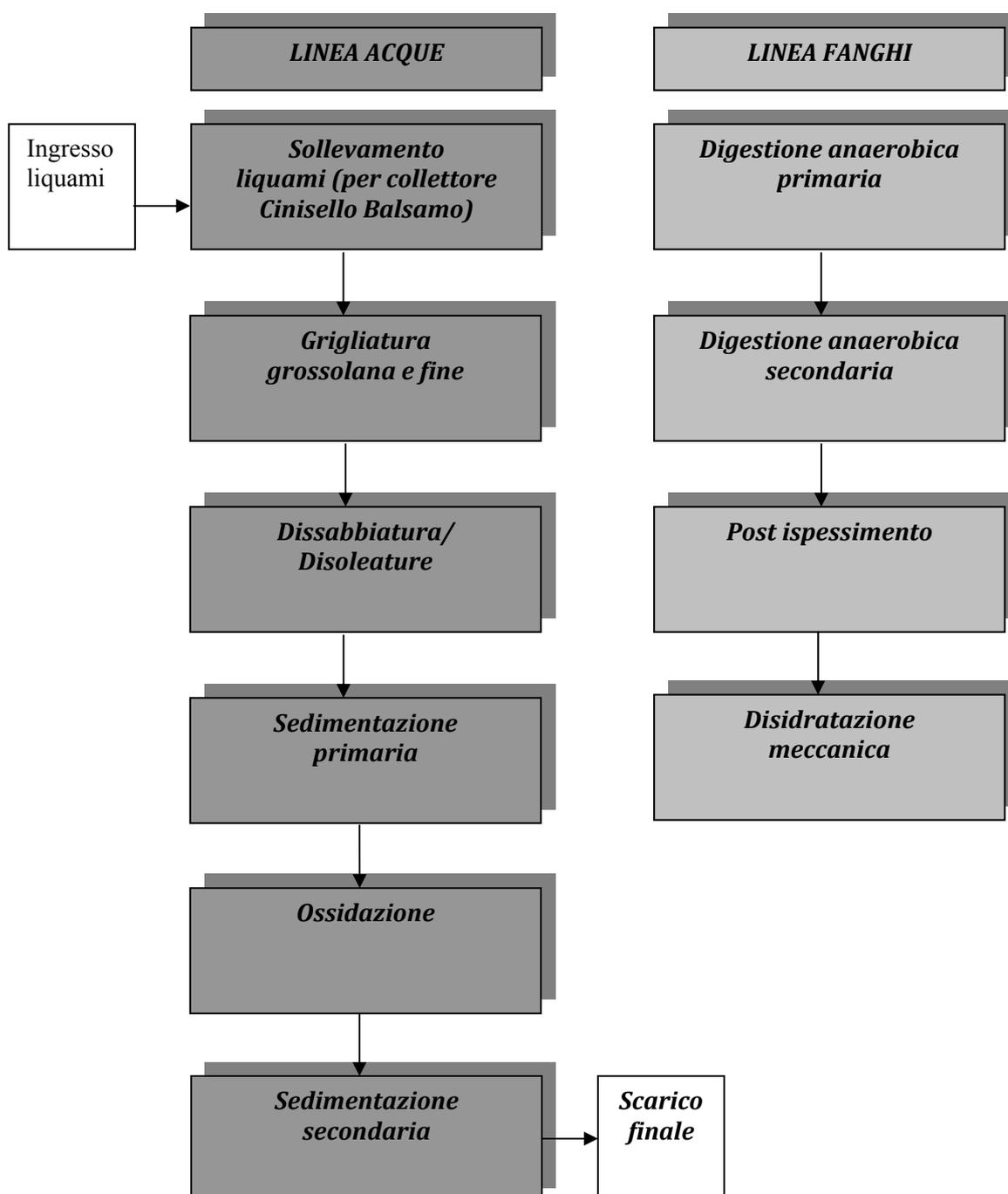
- arrivo e sollevamento liquami;
- grigliatura grossolana e fine;
- dissabbiatura/disoleatura/preaerazione;
- sedimentazione primaria;
- ossidazione;
- sedimentazione secondaria.

Linea fanghi:

- digestione anaerobica primaria;
- digestione anaerobica secondaria;
- post ispessimento fanghi;
- disidratazione meccanica fanghi.

La (Fig. 4.79) riporta lo schema funzionale dell'impianto suddiviso nelle linee acque e fanghi.

Figura. 4.79 - Schema funzionale a blocchi impianto



Detto schema può essere così sinteticamente illustrato.

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Arrivo e sollevamento liquami	I liquami in arrivo all'impianto provengono da due collettori di cui il primo, dopo una fase di grigliatura grossolana, alimenta un pozzetto da dove i liquami vengono sollevati mediante coclee. La quota del secondo canale è invece tale da non richiedere sollevamenti. A valle delle coclee, prima della grigliatura fine, i due flussi vengono riuniti.
Grigliatura grossolana e fine	- la grigliatura grossolana impiega griglie di tipo curvo a pulizia automatica, con luce di 16 mm. - la grigliatura fine utilizza griglie di tipo a cestello con luce di 3 mm e compattazione del materiale grigliato.
Dissabbiatura/Disoleatura	Sono installate 2 unità longitudinali, con insufflazione di aria.
Sedimentazione primaria	Sono stati realizzati 5 unità a flusso longitudinale. Poiché le dimensioni dei manufatti risultano largamente superiori alle necessità, attualmente <u>vengono utilizzate solo 3 vasche delle 5 disponibili</u> . Alla sedimentazione primaria vengono inviati anche i fanghi biologici di supero.
Ossidazione	La fase di ossidazione è condotta in 4 vasche dotate di diffusori a bolle fini. E' stato predisposto un progetto preliminare che prevede l'inserimento di un comparto di denitrificazione composto da 4 vasche, di cui 2 di nuova realizzazione e 2 utilizzando le vasche di sedimentazione primaria che attualmente non sono in esercizio.
Sedimentazione secondaria	E' condotta su otto linee parallele. Attualmente vengono utilizzate solo 5 delle 8 disponibili.
Defosfatazione chimica	Esiste un progetto definitivo su cui appaltare i lavori
Filtrazione finale	Esiste un progetto definitivo su cui appaltare i lavori
Disinfezione	Esiste un progetto definitivo su cui appaltare i lavori
Digestione anaerobica primaria	Si compone di 2 unità di cui una fuori servizio in corso di ristrutturazione. I digestori raccolgono i fanghi misti primari e di supero estratti dal sedimentatore primario.
Digestione anaerobica secondaria	Il fango digerito viene inviato ad un secondo digestore, non riscaldato né agitato. Esso serve prevalentemente come stoccaggio dei fanghi digeriti prima dell'ispessimento.
Post-ispessimento fanghi	E' costituito da una vasca circolare chiusa ad azione statica.
Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti
Disidratazione meccanica fanghi	I fanghi vengono disidratati mediante centrifuga che produce un contenuto di secco nei fanghi del 30%. In alternativa si opera mediante filtropresse, con aggiunta di cloruro ferrico e calce ottenendo un contenuto di secco nei fanghi del 40%.

Le (Figure 4.80, 4.81 e 4.82) rappresentano rispettivamente:

- la ripresa aerea dell'ubicazione impianto;
- la planimetria generale;
- gli attuali schemi di flusso delle linee acque e fanghi.

4.9.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, di potenzialità superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

Parametri	IMPIANTI DI POTENZIALITA' \geq 100.000 AE	
	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performance dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella tabella seguente. I dati si riferiscono alla media dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore secondo gli standard definiti dall'ARPA nell'anno 2007.

Tabella. 4.36 - Dati 2007

Parametro	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	% Abbattimento
BOD5	149,2	10,8	93%
COD	375,0	33,3	91%
SST	177,7	10,8	94%
P-TOT	4,5	2,1	53%
N-TOT	36,1	25,5	29%

Ulteriori dati relative alla qualità dei reflui in ingresso e uscita dall'impianto sono stati acquisiti direttamente dal Gestore e sono riportati nella tabella seguente. Tali dati si riferiscono alla media dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore secondo gli standard definiti dall'ARPA nell'anno 2008. Le variazioni rispetto ai dati precedenti non sono comunque rilevanti.

Tabella. 4.37 - Dati 2008

Parametro	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	% Abbattimento
BOD5	215,00	8,0	96%
COD	483,75	29,0	94%
SST	203,5	7,8	96%
P-TOT	6,00	2,3	62%
N-TOT	41,94	25,2	40%

L'esame delle risultanze analitiche delle tabelle precedenti consente di evidenziare che:

- l'impianto raggiunge rese di rimozione che garantiscono il rispetto dei limiti allo scarico per i parametri BOD₅, COD e SST, come confermato anche dai dati relativi ai controlli interni effettuati dal Gestore estesi all'anno 2008;
- le rese di rimozione dell'azoto totale e del fosforo totale conseguite in assenza di trattamenti specifici, viceversa non garantiscono il rispetto dei limiti di emissione allo scarico previsti dal Regolamento regionale n. 3/2006 già al 31.12.2008 e conseguentemente al 31.12.2016.

A completamento ed integrazione dei dati analitici precedenti si riporta la (Tab. 4.38) dei monitoraggi eseguiti direttamente da AMIACQUE nel 2009.

Tabella. 4.38 - Dati 2009

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m3/d]	BOD5 [mg/L] O2	COD [mg/L] O2	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
Ingresso	medio 24 ore	14-gen-09	sereno	55.254	225	398	196	4,8	29
scarico	medio 24 ore	14-gen-09	sereno	55.254	<10	27	11	2,7	21
Ingresso	medio 24 ore	21-gen-09	poggia	87.247	115	282	99	2,4	21
scarico	medio 24 ore	21-gen-09	poggia	87.247	<10	32	12	1,3	7
Ingresso	medio 24 ore	28-gen-09	sereno	53.995	215	406	155	4,6	38
scarico	medio 24 ore	28-gen-09	sereno	53.995	<10	<20	13	2,7	18
Ingresso	medio 24 ore	04-feb-09	coperto	68.552	205	319	97	4,8	37
scarico	medio 24 ore	04-feb-09	coperto	68.552	22	42	45	1,9	10
Ingresso	medio 24 ore	11-feb-09	sereno	55.701	80	384	123	4,2	30
scarico	medio 24 ore	11-feb-09	sereno	55.701	<10	31	<5	1,8	17
Ingresso	medio 24 ore	18-feb-09	sereno	50.382	220	361	151	4,0	36
scarico	medio 24 ore	18-feb-09	sereno	50.382	12	31	7	2,6	20
Ingresso	medio 24 ore	25-feb-09	sereno	52.301	165	467	191	4,9	31
scarico	medio 24 ore	25-feb-09	sereno	52.301	<10	29	8	2,6	20
Ingresso	medio 24 ore	04-mar-09	poggia	57.251	250	529	225	5,4	35
scarico	medio 24 ore	04-mar-09	poggia	57.251	14	38	10	3,3	20
Ingresso	medio 24 ore	11-mar-09	sereno	52.696	125	229	109	4,2	38
scarico	medio 24 ore	11-mar-09	sereno	52.696	<10	28	7	2,5	22
Ingresso	medio 24 ore	18-mar-09	sereno	55.000	140	373	175	4,6	31
scarico	medio 24 ore	18-mar-09	sereno	55.000	<10	22	9	3,4	25
Ingresso	medio 24 ore	25-mar-09	sereno	53.750	215	444	166	4,8	32
scarico	medio 24 ore	25-mar-09	sereno	53.750	<10	33	<5	3,8	25
Ingresso	medio 24 ore	01-apr-09	poggia	54.479	150	303	144	3,1	21
scarico	medio 24 ore	01-apr-09	poggia	54.479	<10	28	8	2,5	21
Ingresso	medio 24 ore	08-apr-09	sereno	52.995	105	421	162	4,7	33
scarico	medio 24 ore	08-apr-09	sereno	52.995	<10	29	<5	3,2	26
Ingresso	medio 24 ore	15-apr-09	sereno	49.487	140	334	133	4,5	33
scarico	medio 24 ore	15-apr-09	sereno	49.487	<10	26	<5	4,4	30
Ingresso	medio 24 ore	22-apr-09	sereno	56.580	130	327	114	3,9	34
scarico	medio 24 ore	22-apr-09	sereno	56.580	<10	24	<5	2,3	24
Ingresso	medio 24 ore	29-apr-09	poggia	123.780	60	133	130	0,9	7
scarico	medio 24 ore	29-apr-09	poggia	123.780	<10	<20	<5	0,9	8
Ingresso	medio 24 ore	06-mag-09	sereno	65.578	135	453	165	4,1	27
scarico	medio 24 ore	06-mag-09	sereno	65.578	< 10	<20	<5	2,4	23
Ingresso	medio 24 ore	13-mag-09	sereno	37.870	135	342	200	4,6	34
scarico	medio 24 ore	13-mag-09	sereno	37.870	<10	<20	<5	3,1	26
Ingresso	medio 24 ore	20-mag-09	sereno	52.135	160	388	168	4,7	31
scarico	medio 24 ore	20-mag-09	sereno	52.135	12	27	9	4,7	24
Ingresso	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	51.753	135	341	118	3,7	27
scarico	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	51.753	10	<20	<5	3,1	21

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m3/d]	BOD5 [mg/L] O2	COD [mg/L] O2	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
Ingresso	medio 24 ore	14-gen-09	sereno	55.254	225	398	198	4,8	29
scarico	medio 24 ore	14-gen-09	sereno	55.254	<10	27	11	2,7	21
Ingresso	medio 24 ore	21-gen-09	poggia	87.247	115	282	99	2,4	21
scarico	medio 24 ore	21-gen-09	poggia	87.247	<10	32	12	1,3	7
Ingresso	medio 24 ore	28-gen-09	sereno	53.995	215	408	155	4,6	38
scarico	medio 24 ore	28-gen-09	sereno	53.995	<10	<20	13	2,7	18
Ingresso	medio 24 ore	04-feb-09	coperto	88.552	205	319	97	4,8	37
scarico	medio 24 ore	04-feb-09	coperto	88.552	22	42	45	1,9	10
Ingresso	medio 24 ore	11-feb-09	sereno	55.701	80	384	123	4,2	30
scarico	medio 24 ore	11-feb-09	sereno	55.701	<10	31	<5	1,8	17
Ingresso	medio 24 ore	18-feb-09	sereno	50.382	220	361	151	4,0	38
scarico	medio 24 ore	18-feb-09	sereno	50.382	12	31	7	2,6	20
Ingresso	medio 24 ore	25-feb-09	sereno	52.301	185	467	191	4,9	31
scarico	medio 24 ore	25-feb-09	sereno	52.301	<10	29	8	2,6	20
Ingresso	medio 24 ore	04-mar-09	poggia	57.251	250	529	225	5,4	35
scarico	medio 24 ore	04-mar-09	poggia	57.251	14	38	10	3,3	20
Ingresso	medio 24 ore	11-mar-09	sereno	52.696	125	229	109	4,2	38
scarico	medio 24 ore	11-mar-09	sereno	52.696	<10	28	7	2,5	22
Ingresso	medio 24 ore	18-mar-09	sereno	55.000	140	373	175	4,6	31
scarico	medio 24 ore	18-mar-09	sereno	55.000	<10	22	9	3,4	25
Ingresso	medio 24 ore	25-mar-09	sereno	53.750	215	444	168	4,8	32
scarico	medio 24 ore	25-mar-09	sereno	53.750	<10	33	<5	3,8	25
Ingresso	medio 24 ore	01-apr-09	poggia	54.479	150	303	144	3,1	21
scarico	medio 24 ore	01-apr-09	poggia	54.479	<10	28	8	2,5	21
Ingresso	medio 24 ore	08-apr-09	sereno	52.985	105	421	182	4,7	33
scarico	medio 24 ore	08-apr-09	sereno	52.985	<10	29	<5	3,2	28
Ingresso	medio 24 ore	15-apr-09	sereno	49.487	140	334	133	4,5	33
scarico	medio 24 ore	15-apr-09	sereno	49.487	<10	26	<5	4,4	30
Ingresso	medio 24 ore	22-apr-09	sereno	56.580	130	327	114	3,9	34
scarico	medio 24 ore	22-apr-09	sereno	56.580	<10	24	<5	2,3	24
Ingresso	medio 24 ore	29-apr-09	poggia	123.780	80	133	130	0,9	7
scarico	medio 24 ore	29-apr-09	poggia	123.780	<10	<20	<5	0,9	8
Ingresso	medio 24 ore	06-mag-09	sereno	65.578	135	453	185	4,1	27
scarico	medio 24 ore	06-mag-09	sereno	65.578	< 10	<20	<5	2,4	23
Ingresso	medio 24 ore	13-mag-09	sereno	37.870	135	342	200	4,6	34
scarico	medio 24 ore	13-mag-09	sereno	37.870	<10	<20	<5	3,1	28
Ingresso	medio 24 ore	20-mag-09	sereno	52.135	180	388	168	4,7	31
scarico	medio 24 ore	20-mag-09	sereno	52.135	12	27	9	4,7	24
Ingresso	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	51.753	135	341	118	3,7	27
scarico	medio 24 ore	27-mag-09	sereno	51.753	10	<20	<5	3,1	21

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m3/d]	BOD5 [mg/L] O2	COD [mg/L] O2	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
Ingresso	medio 24 ore	28-ott-09	sereno	52.128	170	438	157	4,5	29
scarico	medio 24 ore	28-ott-09	sereno	52.128	<10	21	8	2,9	27
Ingresso	medio 24 ore	04-nov-09	nuvoloso	53.948	200	374	138	4,2	24
scarico	medio 24 ore	04-nov-09	nuvoloso	53.948	5	10	8	1,5	15
Ingresso	medio 24 ore	11-nov-09	sereno	56.000	120	329	138	3,8	35
scarico	medio 24 ore	11-nov-09	sereno	56.000	<10	<20	<5	1,8	23
Ingresso	medio 24 ore	18-nov-09	coperto	52.487	190	330	146	4,5	30
scarico	medio 24 ore	18-nov-09	coperto	52.847	<10	25	12	3,0	25
Ingresso	medio 24 ore	25-nov-09	sereno	51.820	40	427	177	4,9	33
scarico	medio 24 ore	25-nov-09	sereno	51.820	<10	26	8	3,3	26
Ingresso	medio 24 ore	02-dic-09	sereno	53.548	120	314	122	3,8	26
scarico	medio 24 ore	02-dic-09	sereno	53.548	<10	<20	<5	1,5	19
Ingresso	medio 24 ore	16-dic-09	sereno	51.897	230	451	207	5,0	31
scarico	medio 24 ore	16-dic-09	sereno	51.897	<10	27	<5	3,5	28
Ingresso	medio 24 ore	23-dic-09	neve	57.502	240	500	250	4,8	31
scarico	medio 24 ore	23-dic-09	neve	57.502	<10	50	12	2,9	27

Figura. 4.80 - Ripresa aerea ubicazione impianto



Figura. 4.81 - Planimetria generale

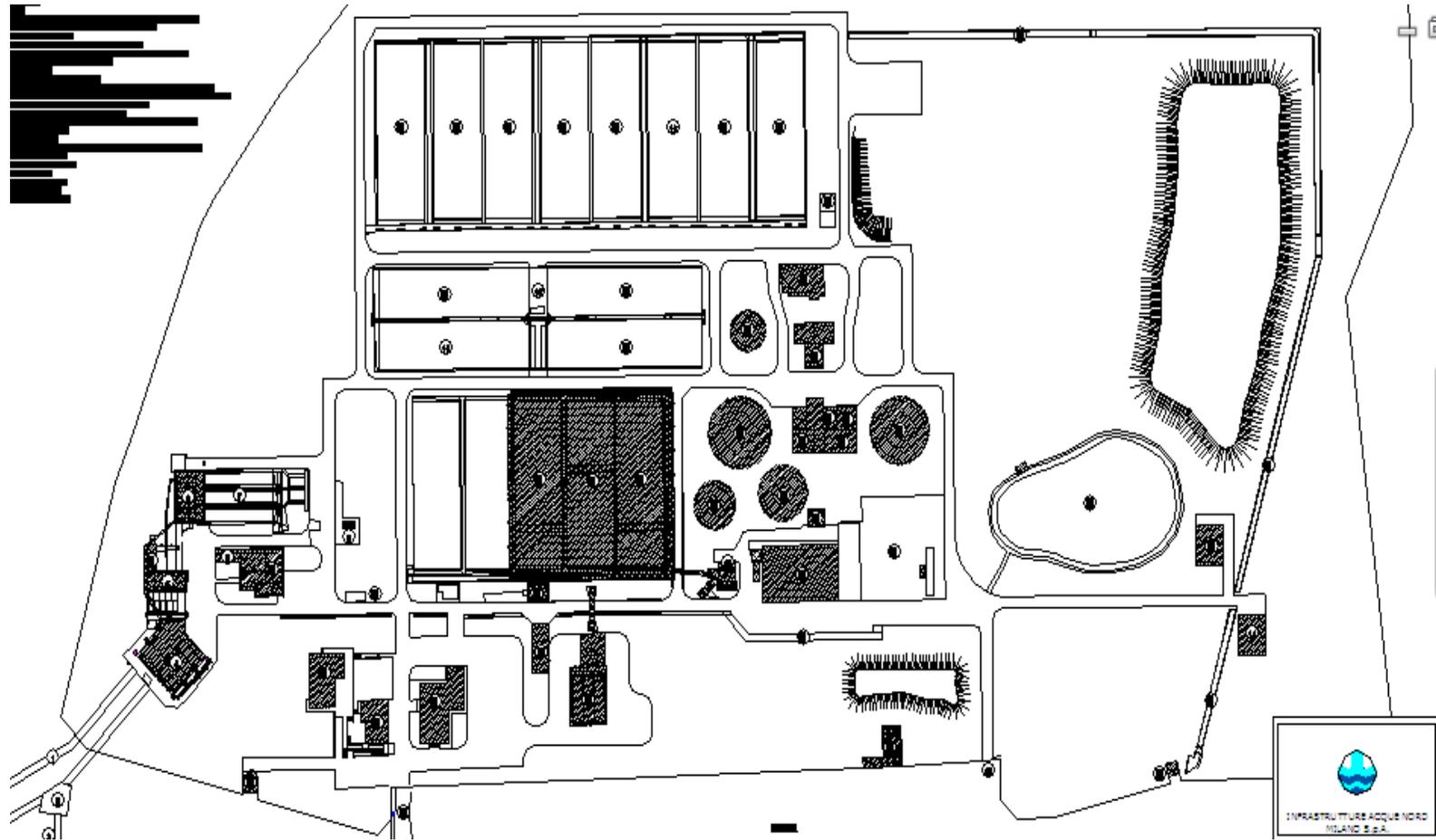
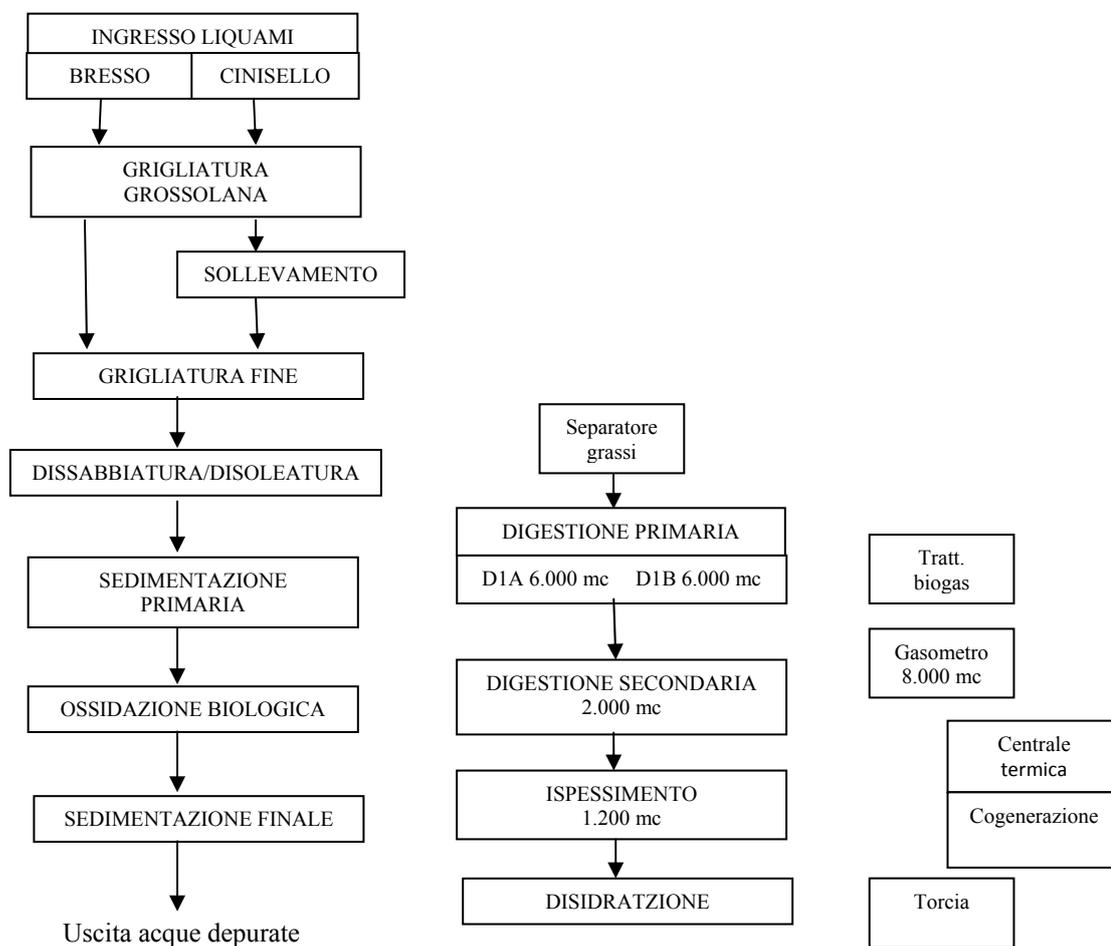


Figura. 4.82 - Gli attuali schemi di flusso delle linee acque e fanghi



4.9.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Sul piano operativo, alla luce dei risultati dell'esercizio evidenziati nelle tabelle precedenti e direttamente legati soprattutto alla mancanza di trattamenti specifici per la rimozione dell'azoto (denitrificazione) e del fosforo (defosfatazione), IANOMI ha provveduto di conseguenza alla predisposizione di un progetto esecutivo finalizzato alla realizzazione degli interventi necessari al raggiungimento dei limiti allo scarico previsti dal Regolamento Regionale già richiamato.

Attualmente sono in corso le operazioni di appalto delle opere previste dal programma di adeguamento e di seguito descritte.

Per completare l'attuale quadro operativo dell'impianto anche in relazione ad alcuni argomenti discussi successivamente, si richiamano due aspetti legati all'esercizio:

- il ciclo di trattamento dei fanghi - stabilizzazione anaerobica, post ispessimento e disidratazione meccanica - porta ad ottenere fanghi con il 30-40% di contenuto in materia secca; uno dei due digestori è tuttora in via di ristrutturazione
- l'impianto, verificato in termini di portate trattate in tempo asciutto e di pioggia, risulta adeguato sotto il profilo della capacità idraulica.

Gli interventi che la Soc. IANOMI intende realizzare in un arco temporale di ca. tre anni riguardano in sintesi:

- l'inserimento dei trattamenti terziari: defosfatazione, filtrazione, disinfezione UV;
- l'inserimento della fase di denitrificazione ripartita su quattro vasche
- attività di ristrutturazione su diversi comparti dell'impianto consistenti in lavori di rifacimento/consolidamento di opere civili; riparazioni e sostituzioni di apparecchiature elettromeccaniche.

Di tali interventi vengono sinteticamente descritte le note principali:

- le vasche di denitrificazione in numero di quattro, saranno realizzate sia mediante la ristrutturazione di due dei cinque bacini di sedimentazione primaria, che verranno pertanto dimessi, sia mediante la costruzione di due nuovi moduli. le stazioni di sollevamento intermedio dei liquami in uscita dalla sedimentazione primaria unitamente ai fanghi di ricircolo ed alla miscela areata, saranno sistemate all'interno dei sedimentatori dimessi. operativamente, dei quattro moduli il primo è preposto al ricevimento del flusso dei liquami e del ricircolo fanghi poi successivamente convogliato in cascata ai restanti tre moduli disposti in parallelo;
- i trattamenti terziari, programmati dopo la realizzazione delle opere di denitrificazione, prevedono;

disidratazione a filtropressa intervenendo pure sul condizionamento chimico a calce.

L'inserimento di una linea con centrifughe ha consentito in effetti un parziale contenimento del quantitativo totale di fango prodotto e smaltito riducendo la sostanza secca totale di 140.000 t/a corrispondente al consumo di calce idrata che di per sé rappresenta una frazione inerte del fango stesso di difficile smaltimento.

Sono tuttora in via di completamento la sostituzione delle filtropresse ancora installate con altrettante centrifughe e gli interventi di separazione delle linee fanghi primari dal fango biologico che viene tuttora rinviato in testa ai primari.

La linea fanghi manca comunque di un sistema di addensamento a monte della digestione anaerobica in quanto il progetto originale prevedeva diversamente un ispessimento a valle della digestione e a monte della disidratazione, con la funzione di bacino volano per meglio gestire i turni sulle filtropresse.

Si rilevano inoltre necessità di interventi di risistemazione dei digestori: un primario risulta infatti fermo a causa di perdite, mentre il secondario presenta fughe di gas dalla calotta per cui viene utilizzato solo quale post-ispessitore.

Per quanto riguarda il biologico, lo stesso sembra in effetti sovradimensionato per quanto concerne i sistemi di insufflazione e diffusione dell'aria; i volumi complessivi delle fasi biologiche e di decantazione finale sarebbero egualmente sufficienti per le necessità ossidative della nitrificazione e della denitrificazione se opportunamente ristrutturate con sistemi MBR.

Risulta infine di particolare criticità l'eccessiva vicinanza delle aree abitate limitrofe agli spazi operativi dell'impianto.

4.9.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	7.018.920
	% SST	25
Produzione annua in secco 100%	kgSS _T /anno	1.754.730
Sistema di disidratazione	-	centrifughe con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	9,2

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	7.018.920
Costo annuo totale	€/anno	561.500

4.9.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Le eccedenze di volume relative agli attuali bacini rettangolari di decantazione primaria consentirebbero modifiche semplicemente impiantistiche e non strutturali per realizzare il completamento previsto delle fasi di nitrificazione

denitrificazione. Ad esempio l'inserimento già accennato di MBR nel biologico ottimizzerebbe il recupero totale dei volumi esistenti, favorendo una ridotta produzione del fango.

Quale ulteriore tipologia di intervento alternativo a ciò mirato, una unità di termolisi disposta sulla linea fanghi (TRFf) potrebbe fornire infine, grazie all'incremento della produzione di biogas, un analogo aumento nel recupero di energia associata all'effetto primario di lisi.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.10. Impianto di Carimate - Bacino Seveso

4.10.1. *Situazione esistente*

L'impianto ubicato nel territorio del Comune di Carimate, è stato costruito originariamente in due lotti successivi di cui il primo nel 1989 e il secondo nel 1992.

La potenzialità nominale di progetto risultava pari a 96.000 AE con una portata convogliata al trattamento biologico di 17.700 mc/giorno.

Lo schema di processo adottato era quello tradizionale a fanghi attivi con nitrificazione preceduto da sedimentazione primaria; i fanghi di risulta venivano alimentati alla digestione anaerobica.

Nel corso del 1994 venne inserita nel processo biologico la fase di denitrificazione e successivamente nel 2002-2003 la linea di trattamento venne completata con la sezione di filtrazione finale su sabbia.

Con tali interventi la portata avviata al trattamento veniva aumentata a 26.500 mc/d mentre la potenzialità risultava definita attorno ai 77.000 AE.

Tuttavia sono attualmente avviate a depurazione le acque reflue relativa a soli 66.500 AE.

Nei liquami da trattare la componente urbana appare preponderante all'85%; l'aliquota residua deriva da scarichi industriali di varia tipologia in cui prevalgono le attività tessili e galvaniche.

I liquami sono convogliati all'impianto mediante due collettori fognari distinti denominati "basso" proveniente da Nord e "alto" proveniente da Est.

L'attuale struttura ricopre una superficie di ca. 25.000 mq e presenta una planimetria riportata nella Fig. 4.84. La fig. 4.85 riporta una foto aerea.

Essa è gestita dalla Sud Seveso Servizi SpA che fa riferimento all'Assemblea degli undici Comuni consorziati tra cui i principali risultano per reflui sversati Cantù, Carimate, Novedrate, Vertemate e Capiago.

Sulla base dei dati e delle informazioni acquisite presso il Gestore, risulta il seguente quadro operativo generale dell'impianto.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	77.000	66.500
- Tipologia liquami		85% urbani
- Portata media giornaliera	26.500 mc	24.375 mc
- Portata media di tempo secco mc/h	1104	1015

Figura. 4.84 - Planimetria attuale

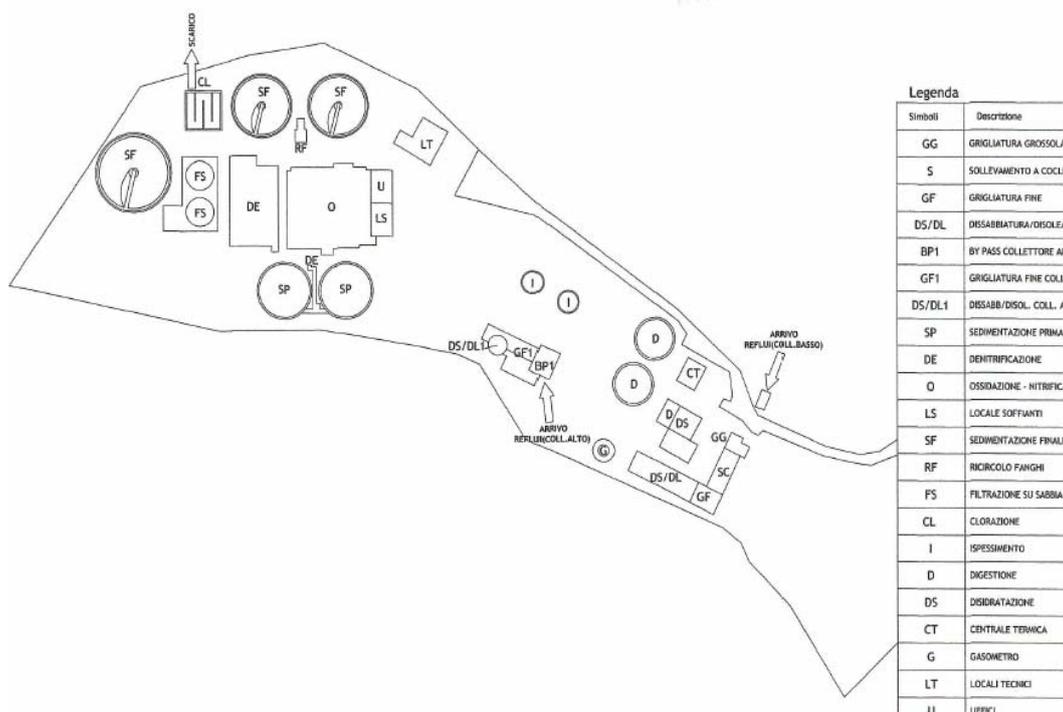


Figura. 4.85 - Foto aerea



4.10.2. Sezioni di trattamento

L'impianto si compone delle seguenti sezioni:

Linea acque:

- pretrattamenti "collettore basso";
- opera di presa dei liquami provenienti dal "collettore basso";
- grigliatura grossolana;
- by-pass pretrattamenti "collettore Basso",
- sollevamento a coclea dei liquami;
- grigliatura fine meccanizzata;
- dissabbiatura-disoleatura in bacino longitudinale aerato;
- pretrattamenti "collettore alto";
- opera di presa dei liquami provenienti dal "collettore alto";
- grigliatura fine meccanizzata;
- dissabbiatura-disoleatura a pista circolare aerata;
- sollevamento e gruppo elettrogeno d'emergenza per entrambi i collettori;
- ricezione auto spurghi;
- sedimentazione primaria;

- trattamento biologico a fanghi attivi con predenitrificazione, ossidazione e nitrificazione; ricircolo della miscela aerata;
- sedimentazione finale con ricircolo della biomassa attiva e per l'allontanamento del fango di supero e dei surnatanti;
- filtrazione su sabbia;
- disinfezione dell'effluente mediante eventuale dosaggio di ipoclorito di sodio.

Linea fanghi:

- pre-ispessimento a gravità mediante pettine meccanizzato;
- digestione anaerobica bi-stadio mesofila e termofila;
- post-ispessimento a gravità;
- disidratazione meccanica mediante nastro presse.

Le sezioni sono indicate nello schema di (Fig. 4.86).

Di dette opere si riporta di seguito una breve descrizione illustrativa.

Pretrattamenti “collettore basso”:

- by-pass generale al Seveso;
- grigliatura grossolana in canale con barre verticali a pulizia automatica;
- by-pass con deviazione al sollevamento d'emergenza;
- sollevamento a coclea dei liquami su due unità;
- grigliatura fine meccanizzata su 3 unità come le precedenti, disposte in canale, a pulizia automatica;
- dissabbiatura-disoleatura realizzata mediante bacino longitudinale aerato con estrazione air-lift della sabbia.

Pretrattamenti “collettore alto”:

- by-pass generale al Seveso;
- grigliatura fine meccanizzata su 3 unità in canale, tipo a nastro continuo autopulente, analoghe alle precedenti;
- dissabbiatura-disoleatura in bacino circolare aerato con estrazione air-lift della sabbia.

Sollevamento d'emergenza:

- batteria di 9 pompe centrifughe impiegate in caso di fuori servizio dei pretrattamenti del “collettore basso”. In mancanza di energia elettrica i liquami vengono deviati automaticamente al sollevamento d'emergenza azionato da gruppo elettrogeno.

Sedimentazione primaria:

- disposta su due vasche circolari alle quali sono convogliati anche i fanghi di supero della fase biologica e i flussi di lavaggio dei filtri a sabbia. a valle delle stesse avviene la scolmatura delle acque di pioggia eccedenti la portata ammessa al biologico.

Trattamenti biologici:

- una vasca di denitrificazione di testa con 4 miscelatori sommersi e ricircolo della miscela areata;
- tre vasche di ossidazione-nitrificazione con sistema di aerazione a soffianti e distribuzione ossigeno mediante diffusori a bolle fini.

Sedimentazione finale:

- disposta su tre vasche circolari con pozzetti di ripresa fanghi di ricircolo al biologico e di estrazione fanghi di supero per invio al primario.

Filtrazione su sabbia:

- disposta su due unità a sezione circolare, a contro lavaggio automatico, con invio della fase torbida al sedimentatore primario.

Disinfezione e scarico terminale:

- è predisposta una vasca di contatto a setti per promuovere turbolenza nei liquami durante la fase di miscelazione con l'ipoclorito di sodio;
- attualmente il trattamento risulta superfluo.

Presispessimento fanghi misti:

- due unità a sezione circolare, meccanizzate con rotanti a pettine.

digestione anaerobica:

- disposta su due unità disposte in serie a funzionamento rispettivamente mesofilo (35°C) e termofilo (55°C). il biogas prodotto ed utilizzato per il loro riscaldamento, viene alimentato allo scopo da una caldaia disposta in parallelo con una piccola turbina a gas.

Disidratazione meccanica.

- disposta su due nastropresse operanti in continuo e con condizionamento dei fanghi a mezzo di polielettroliti.

4.10.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto di potenzialità compresa tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 – 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Nella tabella seguente sono riportati i dati analitici medi rilevati nel 2009 dal Gestore e riferiti ai parametri base richiamati dal Regolamento Regionale.

Tabella. 4.39 - Dati 2009

Parametro	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	123	5	96%
COD	419	45	89%
SST	228	9	96%
P-TOT	3,2	1,4	56%
N-TOT	34	19	44%

Sulla base delle risultanze analitiche acquisite e sopra espresse in termini riassuntivi e sintetici nonché delle rilevazioni e dei monitoraggi operati nel tempo, il gestore ha ritenuto necessario procedere ad un programma di adeguamento dell'impianto come di seguito illustrato

4.10.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Nel corso del mese di febbraio 2010 sono stati avviati i lavori di realizzazione delle opere incluse nel 1° Lotto - 2° stralcio previsto dal progetto definitivo del 2007 quali adeguamenti delle stesse ai limiti previsti dal R.R. n. 3/2006.

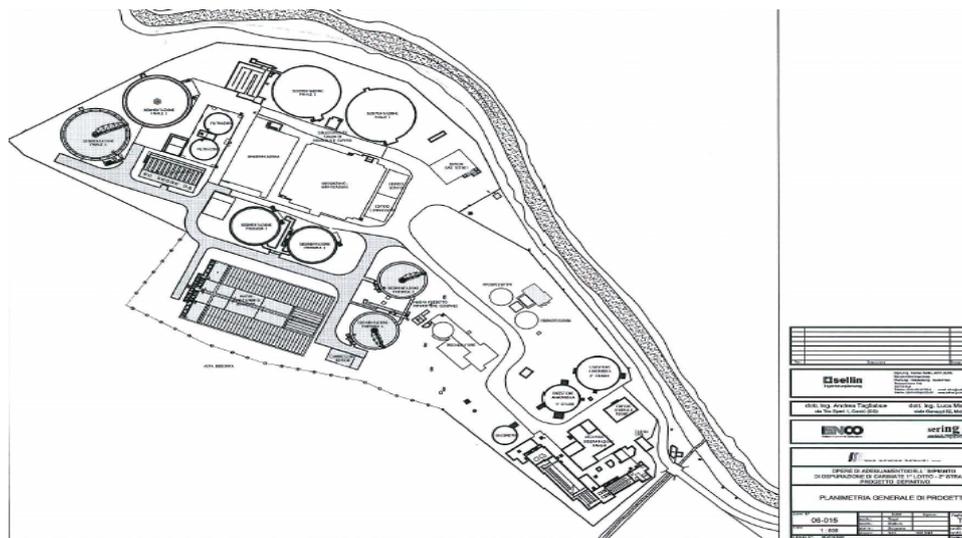
Gli interventi in corso riguardano le seguenti realizzazioni.

- sedimentazione primaria: raddoppio delle unità esistenti che passano quindi da 2 a 4;
- sezione biologica: raddoppio delle unità esistenti di denitrificazione, ossidazione e nitrificazione;
- sedimentazione finale: costruzione di una quarta vasca;
- filtrazione su sabbia: potenziamento della batteria esistente con la costruzione di sei unità in c.a., a sezione rettangolare, del tipo a gravità, anch'esse con letto filtrante a sabbia;

- pre-ispessimento fanghi: trasformazione in addensamento dinamico dell'unità esistente;
- esecuzione di nuovi collegamenti idraulici, impianti elettrici ed opere complementari.

La futura planimetria dell'impianto è rappresentata nella (Fig. 4.87).

Figura. 4.87 - Planimetria dell'impianto di progetto



4.10.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto comprende tutte le fasi di trattamento sino alla filtrazione finale. Il fango disidratato è smaltito attraverso C.R.E. in agricoltura pur essendone la quantità al limite di criticità nei contenuti in rame, zinco e nichel.

La frazione industriale rappresenta il 15% ca. del totale (1.000.000 mc/a) contro 5.180.000 mc/a di provenienza civile. Il carico attuale per il quale l'impianto è stato a suo tempo dimensionato, arriva quasi a 66.500 AE su 77.000 AE di progetto per cui non si ritiene che debbano sussistere ulteriori programmi di potenziamenti futuri.

Dai dati analitici monitorati nel 2009 sugli scarichi sussiste una certa criticità per i valori di azoto e fosforo verso la scadenza regionale del 2016.

4.10.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	2.599.000
Produzione annua in secco 100%	% SST	25+26 (v.m. 26)
Sistema di disidratazione	kgSS _T /anno	675.740
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	-	nastropressa con poliel.
	kgSS _T /AE x AE	10,1

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	70 + 30
Produzione annua	kgSS _T /anno	2.599.000
Costo annuo totale	€/anno	259.900

4.10.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Il gestore sta sperimentando l'impiego di prodotti coadiuvanti in digestione anaerobica allo scopo di massimizzare la produzione di biogas e quindi di poter sfruttare al meglio la resa energetica di una turbina di recente installazione.

Per meglio utilizzare le performances della turbina è stato modificato il digestore esistente da mesofilo a termofilo; tale passaggio rappresenta per il gestore una fase preliminare all'eventuale realizzazione di un ciclo più spinto di termolisi.

Si sta inoltre manifestando da parte del gestore l'interesse per un sistema di smaltimento totale del fango costituito da un forno a letto fluido da sviluppare in collaborazione con la proprietà del depuratore di Mariano Comense.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.11. Impianto di Fino Mornasco - Bacino Seveso

4.11.1. Situazione esistente

Nella sua prima versione, l'impianto ubicato nel territorio del Comune di Fino Mornasco è entrato in funzione nel 1978.

Nel corso degli anni l'impianto ha subito diversi interventi modificativi ed integrativi dei processi di trattamento (potenziamento della fase biologica nel 1993) sia sulla linea acque che fanghi; di particolare importanza è risultato infine l'inserimento della unità di ozonolisi nel processo biologico a fanghi attivi con la produzione diretta di ozono in loco.

Di proprietà pubblica, esso è gestito dalla Lariana Depur SpA e tratta i reflui di nove comuni della Provincia di Como con una superficie occupata di 48.400 mq.

La composizione attuale dei liquami è mista con una componente urbana del 44% ed industriale del 56%. Tale rapporto è comunque destinato a modificarsi nel tempo con aumento delle frazioni dei liquami urbani.

La depurazione si svolge secondo un trattamento convenzionale a fanghi attivi su tre linee per la denitrificazione e su cinque per le fasi di ossidazione-nitrificazione.

La sedimentazione finale avviene in quattro decantatori in parallelo a cui seguono tre fasi di trattamento terziario quali la flocculazione, la chiarificazione e la disinfezione terminale con ozono. Una foto aerea e la planimetria dell'impianto sono riportate nelle (Fig. 4.88 e 4.89).

La potenzialità operativa attuale calcolata su un valore di BOD₅ allo scarico pari a 25 mg/l risulta di 60.800 AE ca.; detta potenzialità inizialmente riferita a un BOD₅ di 40 mg/l allo scarico indicava in 97.000 AE la capacità nominale di

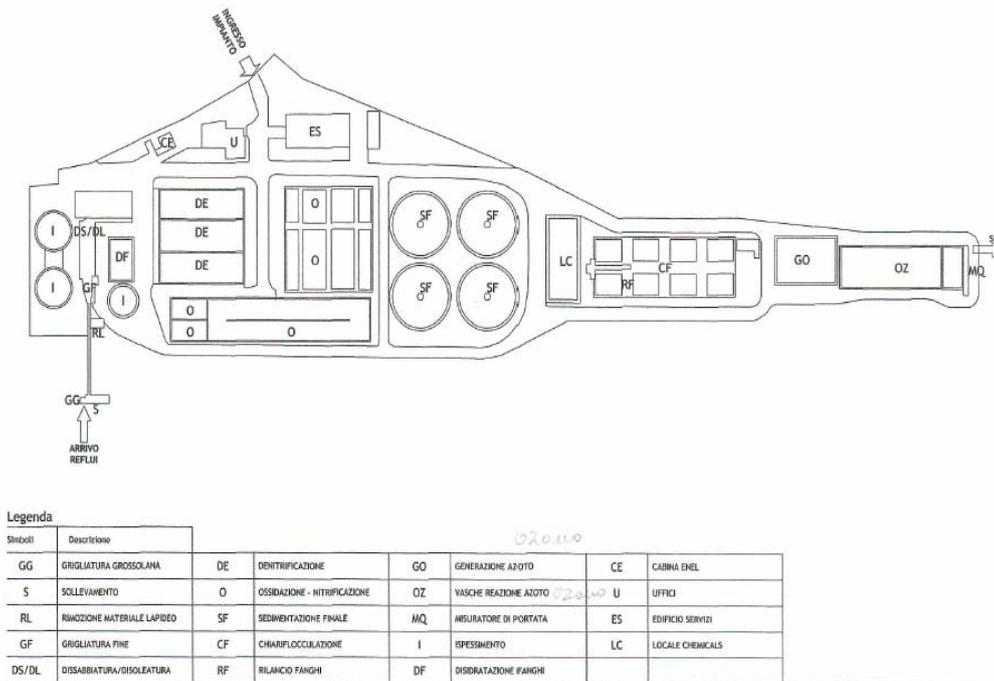
Sulla base della documentazione acquisita nel corso dei sopralluoghi fatti, l'impianto presenta oggi il seguente profilo operativo

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	97.000	60.800
- Frazione AE civili		44%
- Portata media giornaliera	25.000	26.164 mc
- Portata media di tempo secco in mc/h	1.042	1.090

Figura. 4.88 - Foto aerea



Figura. 4.89 - Planimetria



4.11.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto comprende le seguenti sezioni di trattamento:

Linea acque:

- rimozione materiale lapideo;
- grigliatura grossolana;
- sollevamento iniziale;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura/disoleatura;
- denitrificazione (3 unità);
- ossidazione e denitrificazione (5 unità);
- sedimentazione finale (4 unità);
- sezione di ozonolisi con ricircolo parziale della miscela areata (2 unità);
- coagulazione e flocculazione con sali di alluminio (8 unità);
- chiarificazione con sedimentatore a pacchi lamellari;
- disinfezione terminale con ozono.

Linea fanghi:

- ispessimento;
- disidratazione meccanica con centrifughe.

Lo schema a blocchi funzionale è riportato nella (Fig. 4.90); il prospetto che segue illustra le ripartizioni operative dei trattamenti principali.

Trattamenti Preliminari:	Trattamenti Biologici:	Trattamenti Terziari:	Trattamento Fanghi:
Rimozione materiale lapideo	Pre-denitrificazione	Condizionamento e flocculazione	Stabilizzazione e Addensamento
Grigliatura grossolana			
Sollevamento iniziale	Ossidazione		
Staccatura	Nitrificazione	Chiarificazione con decantatori lamellari	Disidratazione (con centrifughe)
Dissabbiatura	Sedimentazione secondaria		
	Ozonolisi	Ozonazione	
	<i>DIMENSIONI COMPARTI PRINCIPALI</i>		
COMPARTO	N. UNITA'	SUPERFICIE (m2)	Volume (m3)
DENITRIFICAZIONE	3	1.560	3.800
NITRIFICAZIONE	5	3.060	12.000
SEDIMENTAZ. FINALE	4	2.112	5.940
CHIARIFLOCCULAZIONE	8	640	4.200
OZONO	2	550	4.000

4.11.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, richiede che lo scarico dell'impianto, di potenzialità compresa tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 e 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performances dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella tabella seguente.

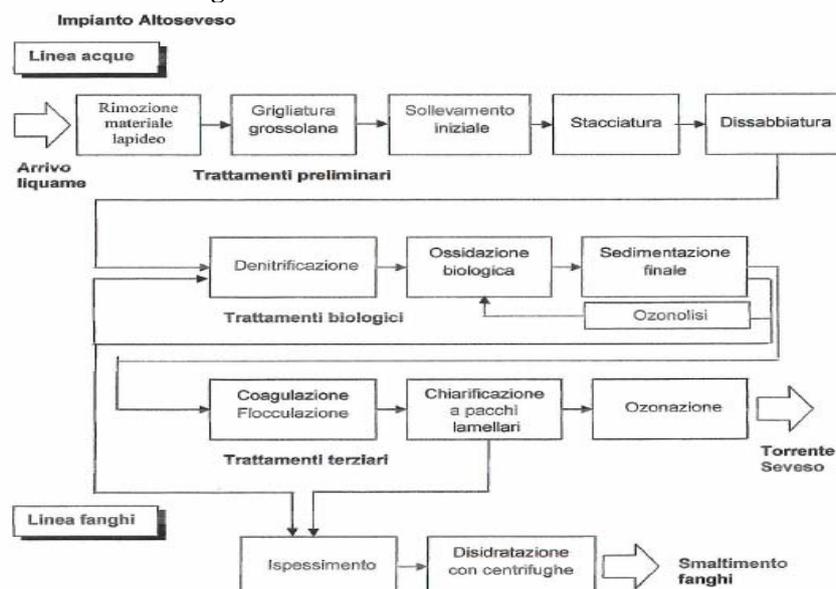
I dati si riferiscono alla media annua dei valori rilevati ultimamente nel corso dei controlli operati dal Gestore nel 2009.

Tabella. 4.40 - Dati 2009

Parametro	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD ₅	154	11	92,8
COD	293	48	83,6
SST	112	11	90,0
P-TOT	3,6	0,84	76,6
N-TOT	37,4	16	57,2

L'esame delle risultanze analitiche indica i valori in uscita di BOD₅ e dell'azoto quali parametri critici che richiedono di adeguare l'impianto in vista della scadenza normativa del 31.12.2016.

Figura. 4.90 - Schema di flusso a blocchi



4.11.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

L'impianto dispone sulla linea acque di una catena di trattamenti completa sia per quanto riguarda i processi meccanici che le fasi biologiche. Per queste ultime l'inserimento dell'ozonolisi nel 2006 ha apportato in effetti un miglioramento depurativo generale integrato dalla realizzazione dei trattamenti terziari di flocculazione e disinfezione terminale con ozono.

Tuttavia per il raggiungimento completo dei valori analitici allo scarico indicati dal R.R. per il 2016 sembra opportuna la realizzazione di alcune modifiche di processo tali da abbassare ulteriormente la concentrazione residua dei solidi sospesi nonché quello dei valori di BOD₅ ed azoto.

Tale programma di interventi non è comunque stato ancora avviato dalla Lariana Depur pur essendo già stata individuata nella tecnologia dei reattori MBR la soluzione impiantistica del caso.

4.11.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Gli scarichi fognari in arrivo al depuratore hanno sempre presentato una marcata caratteristica industriale con presenza di coloranti, COD variabile, concentrazioni di N e P tali da imporre l'inserimento di fasi spinte di nitro - denitrificazione e una defosfatazione di 3° stadio non essendo sufficiente la rimozione di fosforo che già si svolge nelle fasi biologiche.

Pur avendo l'impianto una capacità di targa < 100.000 A.E. e quindi limiti allo scarico non eccessivamente restrittivi per N e P, esso presenta ugualmente una certa criticità per la rimozione di BOD₅ e pertanto richiede interventi sia di processo che di up-grading.

4.11.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	4.218.250
	% SST	20
Produzione annua in secco 100%	kgSS _T /anno	846.252
Sistema di disidratazione	-	centrifughe con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	13,9

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	87,8
Produzione annua	kgSS _T /anno	4.218.250
Costo annuo totale	€/anno	370.513

4.11.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Quale soluzione alle criticità sopra indicate il gestore ha scelto da tempo la tecnologia dell'ozonolisi realizzando nel suo genere uno tra i primi impianti in Italia.

Tale unità, inserita nel ciclo dapprima in via sperimentale, consente oggi di ridurre sensibilmente la produzione di fango in modo continuativo all'interno delle fasi biologiche operando specificamente sul riciclo alle stesse. Deve comunque essere meglio utilizzata l'aliquota di ossigeno in uscita dalla rete di produzione dell'ozono quale vantaggiosa integrazione delle fasi ossidative.

L'impianto infine dovrebbe essere completato con l'inserimento, a valle dei trattamenti esistenti, di una sezione di filtrazione ed anche con un potenziamento della nitrificazione.

Per tali interventi la soluzione più probabile già individuata dal gestore, dovrebbe consistere nell'inserimento di un sistema MBR come up-grading del biologico il che consentirebbe di potenziare la nitrificazione senza aggiunta di volumi e di aree nuove ed inoltre di utilizzare l'ossigeno in eccesso derivante dalla produzione di ozono. Poiché dette tecnologie comportano entrambe determinati indici di riduzione del fango biologico, una loro applicazione congiunta potrebbe, per effetto sinergico, incentivarne maggiormente il risultato complessivo.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.12. Impianto di Mariano Comense - Bacino Seveso

4.12.1. Situazione esistente

La realizzazione dell'impianto, ubicato nel territorio del Comune di Mariano Comense, è avvenuta nella sua prima versione nel 1990 ed è attualmente gestito dalla Soc. Valbe Servizi SpA.

Esso ha subito nel tempo interventi integrativi e in particolare nel 1994 è stata eseguita un'azione di revamping con l'inserimento del secondo sedimentatore primario e del secondario nonché della quarta linea di ossidazione.

L'unità serve un bacino di utenza che comprende undici comuni, di cui alcuni risultano tuttavia collegati all'impianto solo in parte e occupa una superficie di ca 18.000 mq.

In esso sono trattati reflui provenienti principalmente da utenze civili (78% ca) e per l'aliquota restante da aziende del settore tessile le quali già nel proprio ambito eseguono un trattamento parziale dei propri scarichi.

Dopo la depurazione le acque vengono convogliate al torrente Terrò, frequentemente soggetto a lunghi periodi di secca e da qui al Seveso come ultimo ricettore.

Nella sua attuale strutturazione la depurazione si svolge secondo il tradizionale processo biologico a fanghi attivi - denitrificazione, ossidazione e nitrificazione - disposto su quattro linee in parallelo ed integrato a monte ed a valle da sedimentatori primari e secondari.

La linea fanghi è costituita da un digestore anaerobico, attualmente impiegato come semplice capacità di accumulo e stabilizzazione a freddo dei fanghi, e da due ispessitori posizionati rispettivamente uno a monte e uno a valle.

La linea si completa con la fase di disidratazione meccanica.

Lo schema di flusso dell'impianto è rappresentato nella (Fig. 4.91).

La potenzialità nominale di progetto è pari a 60.000 AE ma l'attuale esigenza depurativa copre una utenza inferiore attorno ai 54.000 AE calcolati sul carico di azoto in entrata.

Dalla documentazione tecnica e dalle informazioni acquisite presso la Valbe, risulta il seguente prospetto operativo dell'impianto riferito al 2009

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	60.000	54.000
- Frazione AE civili		78%
- Portata media giornaliera		15.500 mc

4.12.2. Sezioni di trattamento

L'impianto è attualmente così strutturato:

Linea acque:

- grigliatura grossolana;
- sollevamento iniziale;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura di tipo aerata;
- disoleatura;
- coagulazione-flocculazione (non utilizzata);
- sedimentazione primaria (2 linee in parallelo);
- denitrificazione;
- ossidazione e nitrificazione;
- sedimentazione finale (2 linee in parallelo);
- comparto di disinfezione attualmente non in uso.

Linea fanghi:

- ricircolo fanghi;
- ispessimento;
- digestione anaerobica con funzionamento a freddo (scambiatore di calore, gasometro e torcia non utilizzati);
- disidratazione meccanica con centrifuga (con utilizzo di polielettroliti) e nastropressa di emergenza.

Sinteticamente vengono di seguito descritti gli aspetti funzionali più significativi dell'unità di depurazione.

Linea acque:

- dopo la grigliatura grossolana di tipo manuale i reflui in arrivo vengono sollevati mediante pompaggio alla sezione di grigliatura fine disposta su due canali in cui operano macchine a nastro continuo;
- successivamente il flusso perviene alla dissabbiatura costituita da una vasca longitudinale unita di un comparto di calma per la separazione degli oli e grassi galleggianti. la sabbia sedimentata è raccolta dal fondo ed avviata ad una tramoggia da cui è estratta mediante gruppo air-lift; i grassi flottati raccolti in superficie, sono avviati ad un pozzetto di evacuazione;
- la sedimentazione primaria è costituita da due vasche rettangolari in parallelo munite di carro-ponte di tipo tradizionale;
- il trattamento biologico dispone in testa della vasca di denitrificazione alimentata dai due flussi di ricircolo miscela areata e fanghi di coda e da un dosaggio di nutrienti a base alcalina necessario per equilibrare il rapporto bod/n dei liquami. attualmente un apporto addizionale di carico organico

costituito da fanghi delle fosse settiche, ha reso superfluo continuare tale dosaggio;

le fasi di ossidazione e nitrificazione operano su quattro bacini in parallelo con sistemi di aerazione a bolle fini;

- la sedimentazione finale è strutturata su due vasche circolari con ponte girevole di tipo tradizionale;
- la disinfezione dell'effluente trattato avviene per clorazione mediante dosaggio di ipoclorito in un bacino terminale di contatto. l'operazione è comunque saltuaria.

Linea fanghi:

- il pre-ispessitore è dotato di una apparecchiatura meccanica per l'agitazione lenta dei fanghi;
- per la digestione anaerobica esiste un reattore previsto, in fase di progetto, per operare a medio carico in condizioni mesofile, con miscelazione dei fanghi eseguita mediante turbo mescolatore meccanico. attualmente il reattore non è attivato ma viceversa impiegato come semplice bacino di accumulo e stabilizzazione a freddo dei fanghi;
- il post ispessitore è analogo al precedente bacino disposto a monte;
- la disidratazione dei fanghi avviene con una centrifuga impiegando polielettroliti con una resa media in secco del 28%. una filtropressa a nastro è installata con sole funzioni di riserva.

Le (Fig. 4.92 e 4.93) riportano rispettivamente:

- la planimetria attuale;
- una inquadratura fotografica dell'impianto.

4.12.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto di potenzialità compresa tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 – 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performance dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella tabella seguente.

I dati si riferiscono alla media dei valori ottenuti dai controlli effettuati dal Gestore nel corso del 2009.

Figura. 4.92 - Planimetria attuale

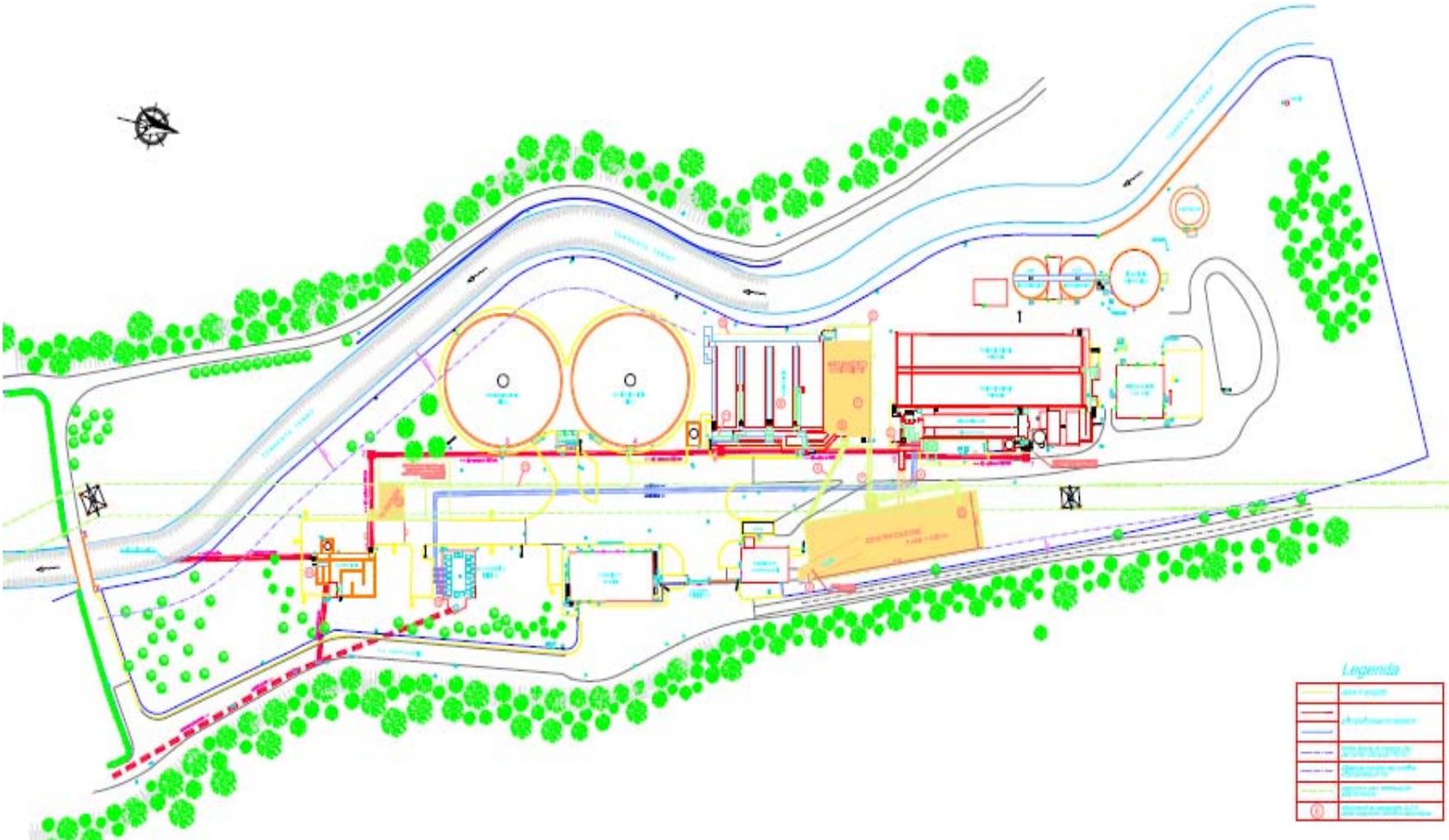


Figura. 4.93 - Vista fotografica dell'impianto



Tabella. 4.41 - Dati 2009

Parametro	Ingresso mg/l	Uscita mg/l	% Abbattimento
BOD5	50	12	75,5
COD	186	71	63,1
SST	83	16,4	63,6
P-TOT	2,7	2	23,1
N-TOT	26,8	3,8	40,2
NO3	-	10,8	-

Sulla base dei monitoraggi e delle risultanze analitiche acquisite nel corso degli anni di esercizio, Valbe intende procedere agli interventi di adeguamento dell'impianto di depurazione in ottemperanza alle normative in vigore ed a quanto previsto nel PTUA regionale.

Tenuto opportunamente conto delle criticità attuali (BOD₅, SST, ammoniaca e nitrati) e di quelle future (azoto e fosforo totale) è stato predisposto un progetto preliminare approvato in versione definitiva dal Consiglio di Amministrazione di Valbe nell'aprile 2009.

Detto progetto riguarda una prima fase degli interventi che costituiscono l'insieme del programma di adeguamento.

4.12.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Tale fase prevede la realizzazione della sezione di filtrazione finale e la ristrutturazione del comparto biologico. Valbe ha ottenuto al riguardo il permesso di costruzione emesso dal Comune di Mariano nel settembre 2008.

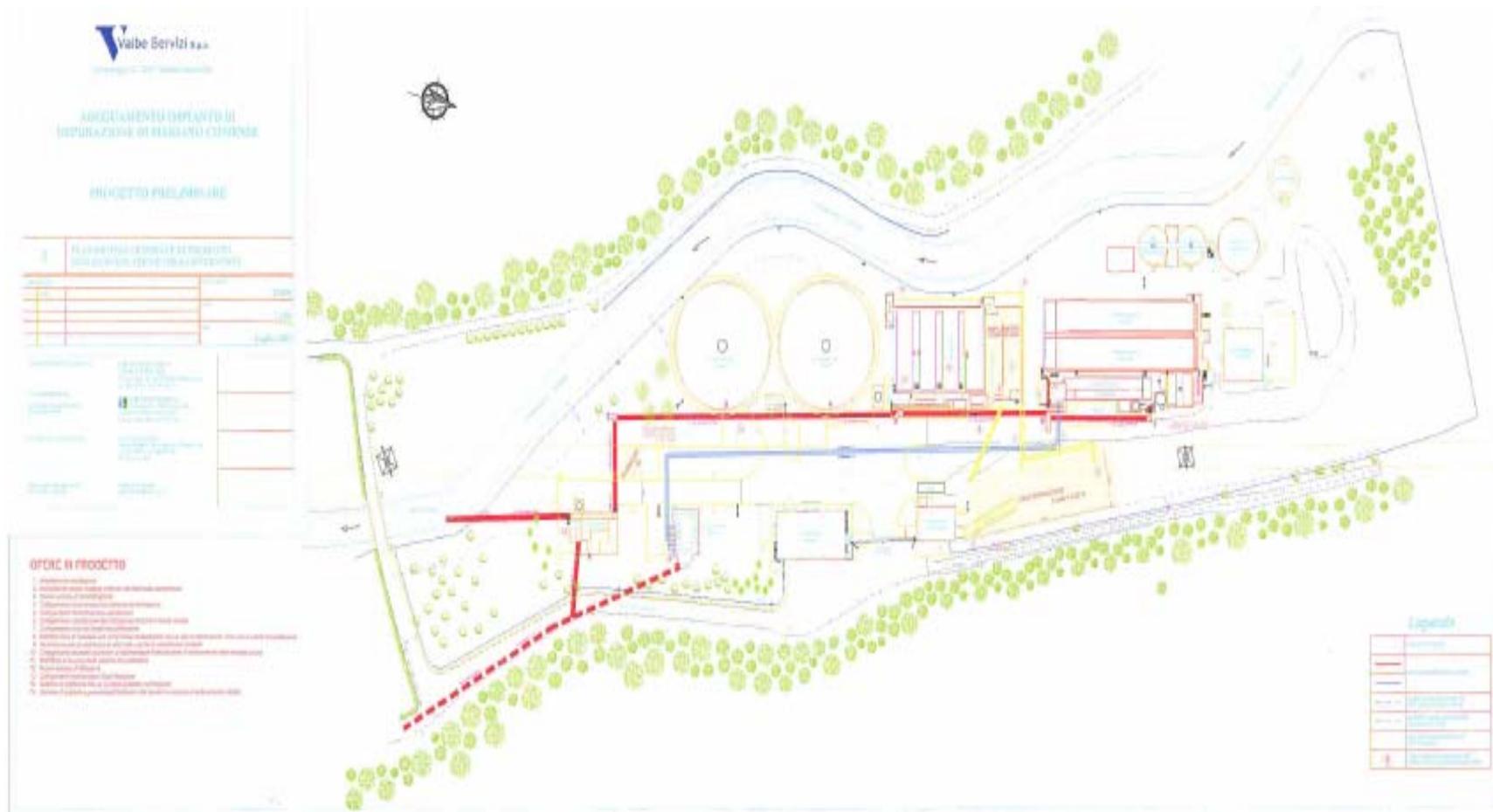
L'insieme degli interventi va comunque inquadrato nel processo di revisione autorizzativa allo scarico attuato dalla Provincia di Como con la prescrizione di limiti molto più restrittivi degli attuali, con scadenza 1° gennaio 2011 e l'introduzione di nuovi parametri di controllo quali E.coli, colore, tensioattivi e cloruri.

Le opere in progetto riguardano essenzialmente le seguenti realizzazioni.

- ampliamento del comparto biologico al fine di garantire, in tutte le condizioni di esercizio, la nitrificazione e la denitrificazione; a tale scopo saranno incrementati i volumi disponibili, sia per la fase aerata di ossidazione/nitrificazione che per quella anossica di denitrificazione. il dimensionamento terrà conto dei nuovi limiti previsti dall'autorizzazione allo scarico provinciale a partire dal 1° gennaio 2011; dovranno quindi essere rispettati i valori limite di 15 mg/l per il parametro "azoto totale" e dell'ammoniaca (inferiore al 30% dell'azoto totale) intesi entrambi come valore medio giornaliero, poiché dal 1° gennaio 2011, anche per l'azoto totale dovrà essere rispettato il valore di 15 mg/l sul singolo campione medio giornaliero e non sulla media annuale;
- inserimento della fase di filtrazione finale per l'abbattimento dei sst e la frazione ad essa associata del bod₅. i limiti da rispettare sono ancora quelli previsti dall'autorizzazione allo scarico provinciale e, precisamente: 20 mg/l per il bod₅, 100 mg/l per il cod e 25 mg/l per i ssti limiti per i tre parametri sono intesi come media giornaliera;
- adeguamento degli impianti elettrici per l'alimentazione ed il controllo delle utenze inserite negli interventi sopra indicati;
- attivazione della sezione di co-precipitazione del fosforo;
- inserimento del trattamento di post-precipitazione chimica a monte della filtrazione dimensionata sul valore di portata ammessa nel comparto biologico;
- funzionamento continuo della disinfezione terminale.

La (Fig. 4.94) riporta la planimetria generale delle opere di nuova progettazione.

Figura. 4.94 - Planimetria nuova progettazione



4.12.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto non è adeguato per conseguire in termini definitivi risultati di depurazione specie per le fasi di nitrificazione e denitrificazione che saranno completate con lo sviluppo progettuale previsto (par. 4.12.2); la linea di digestione fanghi è rimasta inattiva per oltre 15 anni ed attualmente non è funzionante. Il digestore infatti viene ora utilizzato semplicemente come vasca di accumulo fanghi.

Le condizioni di carico progettuali risultano comunque ancora ampiamente superiori alle necessità odierne che raggiungono l'80% della potenzialità di targa.

Il risultato di un persistente sbilanciamento del carico in termini di rapporto BOD5/N conduce ad effetti di produzione di biomasse filamentose che non favoriscono la decantazione e portano ad una disidratazione non ottimale.

All'impianto pervengono reflui da pozzi neri e percolati dalla vicina discarica, fattori che pur con certe negatività ad essi congiunte tendono a riequilibrare in qualche modo la situazione di carico (rapporto C/N) portando talora l'azoto a valori eccessivi che procurano allo scarico il superamento dei limiti consentiti.

Tale situazione risulta comunque transitoria in quanto la discarica si è andata dotando di un proprio sistema depurativo ad osmosi inversa per il trattamento dei percolati.

L'impianto non è tuttavia fornito di sezioni dedicate al pretrattamento di tali tipologie di scarichi per cui si ritiene che la normativa vigente non consentirà in futuro la loro ricezione senza particolari apparecchiature a ciò dedicate.

4.12.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	1.760.790
Produzione annua in secco 100%	% SST	28÷29 (v.m. 29)
Sistema di disidratazione	kgSS _T /anno	510.629
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	-	centrifughe con poliel.
	kgSS _T /AE x AE	9,4

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	71
Produzione annua	kgSS _T /anno	1.760.790
Costo annuo totale	€/anno	125.016

4.12.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

A fronte di un apporto di reflui industriali sensibilmente ridotto la dimensione impiantistica risulta nel suo insieme eccessiva rispetto a carichi da trattare e che in futuro potrebbero ulteriormente ridursi dopo la dismissione delle immissioni di percolato e delle frazioni concentrate dei pozzi neri.

I volumi esistenti, pure potenziati dalle fasi di nitrificazione e denitrificazione in progetto, disporranno quindi di notevoli capacità per accogliere cicli biologici mirati alla digestione aerobica del fango, resa necessaria dalla dismissione della digestione anaerobica, se sarà definitiva.

Altro impiego strutturale alternativo è l'impiego dei cicli alternati CA utilizzando allo scopo i decantatori primari che oggi sottraggono la frazione carboniosa alla denitrificazione e considerando che in assenza di digestione anaerobica, il fango primario prodotto verrà egualmente avviato ad una vasca di trattamento ove con la tecnica dei cicli alternati si può realizzarne la stabilizzazione ed una consistente riduzione del fango prodotto.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.13. Impianto di Merone - Bacino Lambro

4.13.1. Situazione esistente

La realizzazione dell'impianto ubicato nel territorio del Comune di Merone è avvenuta nella sua prima versione nel 1985 ed è attualmente gestito dalla soc. A.S.I.L. SpA .

Nel corso degli anni sono stati eseguiti a più riprese (1996 - 2000 e 2006) alcuni interventi migliorativi ed integrativi a livello di processo.

L'unità serve un bacino di utenza che comprende trentanove comuni e riguarda sia la parte alta del fiume Lambro sia le aree interessate dai torrenti Bevera, Gandaloglio e Fosso dei Pascoli.

L'impianto che si estende su una superficie di ca. 32.000 mq tratta una portata di reflui costituita principalmente da utenze civili (85%) e da una restante aliquota

di scarichi industriali provenienti soprattutto da aziende tessili. I reflui depurati sono quindi immessi nell'adiacente Lambro.

Nella sua attuale strutturazione, la depurazione avviene secondo il tradizionale processo biologico a fanghi attivi - denitrificazione, ossidazione e nitrificazione - distribuito su tre linee in parallelo e completato a monte ed a valle da sedimentori primari e secondari.

Ad integrazione di dette fasi sono comunque previsti, tra l'altro, interventi di adeguamento normativo quali i trattamenti terziari.

La linea fanghi è costituita dalla digestione anaerobica a cui seguono la disidratazione meccanica e l'unità di essiccamento finale.

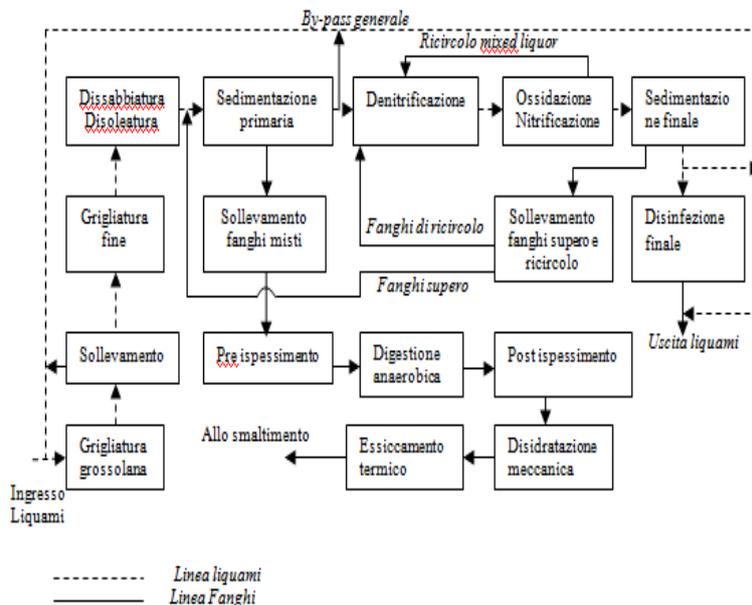
Lo schema a blocchi dei processi è riportato nella (Fig. 4.95).

La potenzialità nominale di progetto è pari a 120.000 AE ma l'attuale esigenza depurativa copre un'utenza minore attorno ai 100.000 AE

Dalla documentazione tecnica acquisita presso l'ASIL risulta il seguente prospetto operativo dell'impianto riferito al 2009.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	120.000	100.000-110.000
- Frazione AE civili		85%
- Portata media giornaliera		42.400 mc
- Portata media giornaliera in tempo secco		41.240 mc
- Portata di pioggia in ingresso, mc/h	4.000	

Figura. 4.95 - Schema a blocchi



4.13.2. Sezioni di trattamento

L'impianto è attualmente così strutturato:

Linea acque:

- grigliatura grossolana;
- sollevamento iniziale;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura;
- disoleatura;
- coagulazione-flocculazione (non utilizzata);
- sedimentazione primaria;
- denitrificazione;
- ossidazione e nitrificazione;
- sedimentazione finale;
- disinfezione con ipoclorito di sodio (non utilizzata);
- trattamenti di abbattimento colore e tensioattivi (non utilizzati).

Linea fanghi:

- ricircolo fanghi;
- pre-ispessimento;
- digestione anaerobica;
- post-ispessimento;
- centrifuga;
- nastropressa di emergenza;
- essiccamento termico.

Sinteticamente vengono descritti gli aspetti funzionali più significativi dell'unità di depurazione.

I reflui in arrivo sono sottoposti ad una grigliatura grossolana prima di essere sollevati da pompe centrifughe alla sezione di grigliatura fine meccanizzata disposta in due canali per linea dai quali i liquami sono convogliati alla sezione di dissabbiatura-disoleatura dove avviene la separazione dei solidi e dei grassi flottanti.

Le vasche sono divise longitudinalmente da una rastrelliera che separa la zona di aerazione da quella di calma.

I reflui sono alimentati successivamente alla sedimentazione primaria costituita da due vasche circolari funzionanti in parallelo.

A monte di questa sezione le acque sono miscelate con i fanghi di supero della sedimentazione secondaria. I fanghi misti, raccolti in due pozzetti, vengono poi convogliati nei preispessitori. Successivamente il refluo passa alla denitrificazione ed alle unità di ossidazione e nitrificazione.

L'aerazione avviene tramite aeratori superficiali di progettazione Passavant.

La sezione di sedimentazione finale è costituita da tre vasche circolari, dalle quali l'acqua trattata stramazza verso la disinfezione che attualmente non viene utilizzata.

Un quarto sedimentatore, utilizzato in passato per il trattamento terziario di abbattimento del colore e dei tensioattivi basato sul processo Fenton, è ora dismesso.

I fanghi misti della sedimentazione primaria sono pompati ai preispessitori coperti, dai quali il surnatante viene rinvio in testa all'impianto di trattamento delle acque reflue.

La fase ispessita è avviata alla digestione anaerobica disposta su due reattori in parallelo, uno mesofilo e uno termofilo. dotato di sistema di riscaldamento procurato sia con caldaie alimentate a metano e biogas, sia con un motore a gas di cogenerazione. L'iniezione di biogas permette la miscelazione del fango.

I fanghi digeriti passano successivamente al postispessimento ed infine alla disidratazione con centrifuga prima ed all'essiccamento termico poi, ove il fango raggiunge una percentuale di secco del 90% ca.

Le (Fig. 4.96, 4.97 e Tab. 4.42) riportano rispettivamente:

- la planimetria generale;
- una fotografia dell'impianto;
- portate e carichi inquinanti 2009.

Figura. 4.96 - Planimetria generale

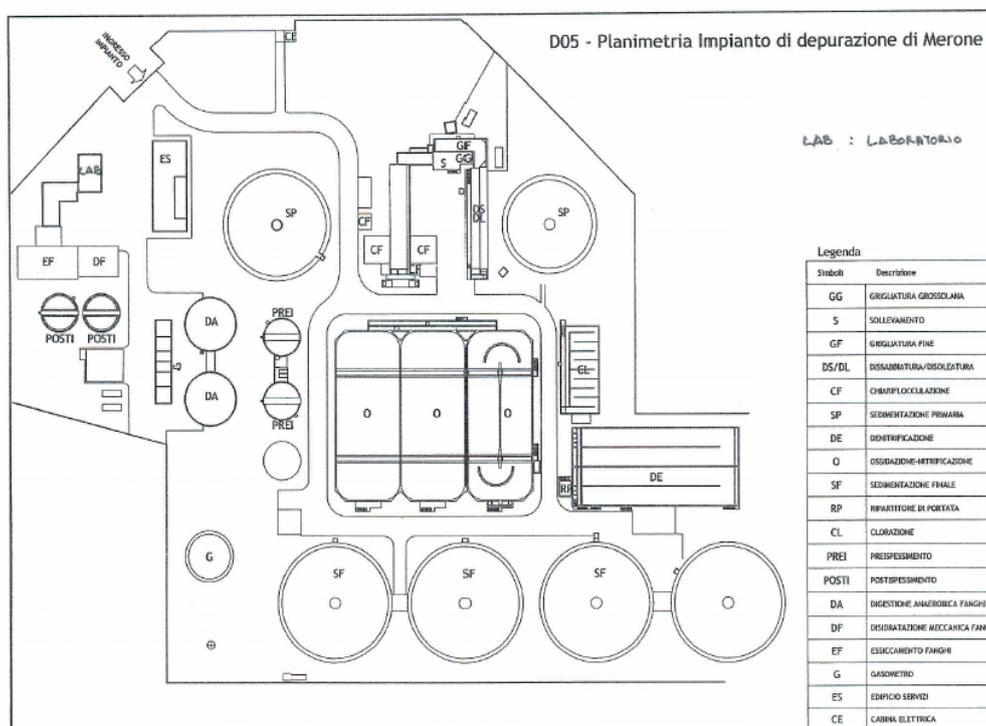


Figura. 4.97 - Fotografia dell'impianto



Tabella. 4.42 - Portate e carichi inquinanti 2009

INGRES SO	SOSPE SI	BOD 5	CO D	AMMONIAC A	NITRITI	NITR ATI	TKN	AZOTO TOTALE	FOSF ATI
Media	162	121	289	20,68	0,16	0,90	26,6	27,60	3,81
75° percentile	166	151	342	24,72	0,21	1,09	2	32,23	4,72
	28	25	53	3,79	0,01	0,03	31,1	10	0,140
	1282	250	188	35,22	0,44	4,53	0	51	8,270
mg/l min	106	86	8	105	105	105	5	108	104
mg/l max			231				51		
n° dati							105		

USCIT A	SOSPESI	BOD 5	CO D	AMMONIA CA	NITRI TI	NITRA TI	TKN	AZOTO TOTALE	FOS FATI
Media	18	14	39	0,71	1,07	10,32	2,55	13,46	1,64
75° percentile	15	16	38	0,49	1,21	12,26	2,70	16,05	2,19
	2	1	12	0,10	0,01	1,69	0,17	5,62	0,09
	422	62	457	18,07	5,36	21,92	23,0	28,66	5,88
mg/l min	119	93	242	130	146	132	4	128	126
mg/l max							116		
n° dati									

CARICHI RIMOSSI TON/ANNO	SOSPE SI	BOD 5	CO D	AMMONIA CA	NITRI TI	NITRA TI	TK N	AZOTO TOTALE	FOS FATI
Medi	2.225	1.662	3.875	309			373	219	34

CARICHI Rimossi Rendimento o%	SOSPE SI	BOD 5	CO D	AMMONIA CA	NITRI TI	NITRA TI	TK N	AZOTO TOTALE	FOS FATI
Media	88,8	88,8	86,8	96,6			90,4	51,2	57,0

CALCOLO DEGLI ABITANTI EQUIVALENTI

CARICHI in equivalente a	SOSPE SI	BOD5	COD	AMMONIA CA	NITRITI	NITRA TI	TK N	AZOTO TOTALE	FOS FATI
Kg/giorno	7.990	5.969	14.26	1.020	8	44	1.3	1.361	188
g/AE	90	60	3				13	12	2
giorno	88.778	99.483	130					110.650	104.444
A.E.			15						

4.13.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto, di potenzialità pari o superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

Parametri	IMPIANTI DI POTENZIALITA' ≥ 100.000 AE	
	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui, nonché le performance dell'impianto in termini di abbattimento percentuale degli inquinanti, sono indicate nella (Fig. 4.97).

I dati si riferiscono alle rilevazioni eseguite nel corso del 2009.

L'esame delle risultanze analitiche riportate conferma la necessità di prevedere opportuni interventi di adeguamento funzionale per il raggiungimento dei limiti allo scarico previsti dal Regolamento Regionale D.3 in particolare per quanto riguarda la rimozione di azoto e fosforo.

Conseguentemente l'Ente gestore ha predisposto sin dal 2007 un Progetto specifico di adeguamento alla normativa che ha ottenuto i permessi di costruzione rilasciati dal Comune di Merone nel giugno 2009 e successivamente nel mese di luglio, anche da parte del Comune di Lambrugo.

4.13.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

In attesa di avviare le procedure per l'appalto delle opere di adeguamento, nel corso del 2009 sono stati eseguiti da ASIL importanti interventi migliorativi e di manutenzione che hanno interessato diverse sezioni dell'impianto e riguardato principalmente:

Le opere elettromeccaniche:

- modifica del sistema di caricamento dei fanghi all'essiccatore e rifacimento dei quadri elettrici e delle logiche di controllo;
- modifica allo scarico dell'idroestrattore centrifugo per recupero energetico;
- manutenzione straordinaria alla vasca di denitrificazione;
- nuova linea di dosaggio dei reagenti chimici per l'abbattimento del fosforo;
- manutenzione straordinaria di un sedimentatore finale;
- rifacimento di una tubazione di adduzione dei fanghi di ricircolo;

Le opere civili:

- connesse alla modifica del sistema di caricamento dei fanghi all'essiccatore e rifacimento dei quadri elettrici e delle logiche di controllo;

Le canalizzazioni:

- ristrutturazione area esterna della stazione di sollevamento di Valbrona.

Il progetto di adeguamento che consiste praticamente in una azione di revamping delle attuali strutture impiantistiche, riguarda entrambe le linee acqua e fanghi nonché le utilities.

Gli interventi principali previsti risultano sinteticamente i seguenti:

Linea acque:

- aumento della capacità di sollevamento al trattamento in tempo di pioggia;
- miglioramento del sistema di distribuzione idraulico nella sezione biologica;
- adeguamento del sistema per rimuovere la sostanza organica e i solidi sospesi totali oltre i livelli raggiungibili con i trattamenti secondari;
- installazione di unità a tele filtranti capaci di rimuovere i solidi sospesi totali residui dall'effluente;
- miglioramento dello stadio finale di disinfezione utilizzando le tecniche UV;
- installazione di sistemi di rimozione dei nutrienti (azoto e fosforo) in modo da rispettare i limiti prescritti per le aree sensibili al fenomeno dell'eutrofizzazione.

Si tratta della sezione di post-denitrificazione con processo MBBR e della attivazione della co-precipitazione chimica del fosforo.

Linea fanghi:

- separazione e gestione differenziata dei fanghi primari e biologici;
- installazione di un sistema di trattamento dei surnatanti separati del tipo SBR, finalizzato alla rimozione dell'azoto;
- installazione di un sistema di grigliatura dei fanghi primari a monte della digestione anaerobica;
- installazione di un nuovo sistema di ispessimento dinamico dei fanghi biologici.

Utilities:

- modifica parziale della fognatura interna all'impianto di depurazione
- dismissione della attuale stazione di sollevamento dell'acqua di rete e antincendio e realizzazione di una nuova stazione in una diversa locazione
- potenziamento del sistema di fornitura di energia elettrica
- modifica/potenziamento dei sistemi di monitoraggio e gestione da sala controllo

4.13.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Alcune criticità esistenti sulla linea acque saranno affrontate con appositi progetti quali soprattutto il rifacimento del sollevamento iniziale per evitare il rigurgito delle fognature, come pure l'adeguamento alle normative per la rimozione di azoto e fosforo (par. 4.13.2).

Si è constatata pure anche la necessità di ammodernare alcune sezioni come quella biologica del 1985, basata sul sistema Caroussel con montati i Mammouth (rotori Passavant), che seppure ancora in esercizio non garantiscono una continuità operativa e dovrebbero venire ragionevolmente sostituiti nel breve periodo.

Per quanto riguarda le caratteristiche microbiologiche delle acque trattate, nelle vasche di decantazione finale sono presenti molti filamentosi.

Il carico in ingresso si presenta vicino ai valori nominali di targa pur considerando che l'attuale recessione industriale riduce l'apporto di detti reflui al 15-20% (par. 4.13.1).

La linea fanghi è di tipo tradizionale e prevede l'invio del fango misto prelevato dai decantatori primari a due linee parallele di digestione anaerobica.

A valle di questa e del postispessimento le centrifughe alimentano una linea di essiccamento predisposta per ottimizzare l'invio al cementificio dei fanghi residuari al 90% di secco.

Molti sforzi sono stati fatti al riguardo dal gestore per favorire ed ottimizzare tale smaltimento, intervenendo in particolare sulle modalità della co-flocculazione (cloruro ferrico ed alluminato sodico) e sulla gestione dei cicli termici attinenti al digestore, all'essiccatore ed al gruppo di cogenerazione alimentato a biogas e metano. Risulta comunque evidente la complessità di mantenere un determinato

equilibrio gestionale legato alle problematiche del cementificio ed ai costi del metano, utilizzato per essiccare e/o produrre energia e quindi anche agli interscambi termici tra impianto di depurazione e cementificio.

4.13.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	6.000.000	-	1.630.435
Produzione annua in secco 100%	% SST	25	-	92
Sistema di disidratazione	kgSS _T /anno	1.500.000		
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	-	centrifughe con poliel. / essiccatore		
	kgSS _T /AE x AE	15		

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	70,5
Produzione annua	kgSS _T /anno	1.630.435
Costo annuo totale	€/anno	114.945

4.13.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Dalle problematiche esposte appare evidente come un'ottimizzazione dei sistemi operativi sulla linea del fango e del miglioramento delle sue caratteristiche fisico-chimiche, andrebbe ad incidere positivamente nel rapporto con lo smaltitore finale specie per gli aspetti qualitativi e conseguentemente anche per quelli economici.

Anche in questo caso sarebbe utile una approfondita riconsiderazione delle tecniche gestionali TRFg già richiamate per altre situazioni (par. 3.5.)

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.14. Impianto di Assago - Bacino Lambro

4.14.1. Situazione esistente

Nella sua prima versione l'impianto ubicato nel territorio di Assago è entrato in marcia nel 1984.

Di proprietà della TASM SpA esso è attualmente gestito dalla AMIACQUE SpA e tratta i reflui prodotti nei Comuni di Assago, Cesano Boscone, Corsico e Buccinasco occupando una superficie di ca. 70.000 mq.

L'impianto è alimentato da liquami per l'80% di provenienza civile e per la restante aliquota da scarichi industriali immessi nella rete di fognatura urbana.

Nella sua attuale struttura il processo di depurazione si svolge secondo il ciclo di trattamento convenzionale e cioè attraverso le fasi di pretrattamenti meccanici, la sedimentazione primaria, la fase biologica di sola ossidazione, la sedimentazione secondaria e la disinfezione terminale.

La linea fanghi è costituita dalla digestione anaerobica a due stadi e dalla disidratazione meccanica con centrifughe.

La planimetria dell'impianto con la rappresentazione delle nuove opere di adeguamento è rappresentata nella fig. 4.98. Segue foto aerea (Fig. 4.99).

La potenzialità nominale di progetto nella sua versione iniziale era pari a ca. 105.000 AE ma nel corso degli anni si è verificato un aumento del fabbisogno di depurazione sino ad un carico effettivo di 115.000 AE.

Il livello di inadeguatezza dell'impianto a trattare tale incremento del carico idraulico e di quello inquinante è stato ulteriormente accertato anche a fronte dell'entrata in vigore del D.Lgs. 152/06 e segnatamente del Regolamento Regionale n. 3/2006 che hanno imposto valori limiti più restrittivi per lo scarico degli effluenti trattati.

Sulla base della documentazione acquisita sia presso il Gestore che nel corso del sopralluogo sull'impianto, risulta il seguente quadro operativo del medesimo.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	105.000	115.000
- Frazione acque civili	80%	87%
- Portata media giornaliera	51.840	45-50.000 mc
- Portata media di tempo secco in mc/h (18h)	2.800	1888

Figura. 4.98 - Planimetria

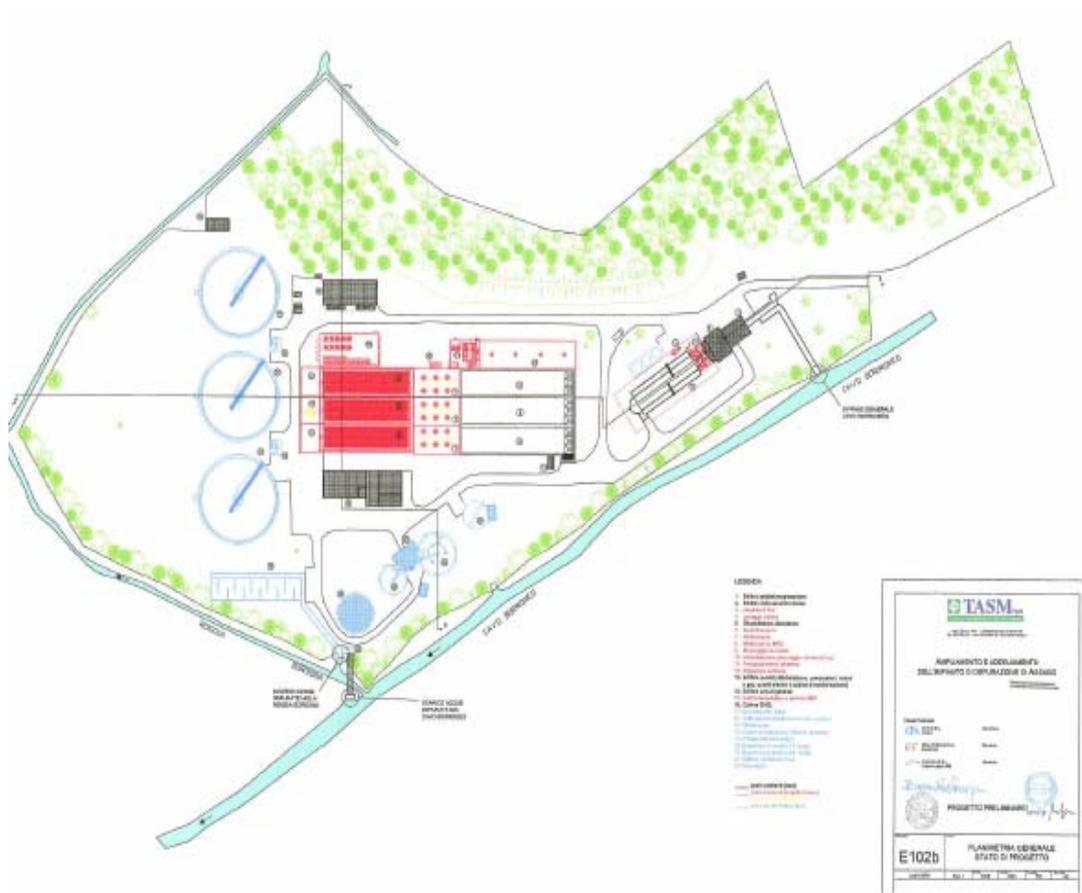


Figura. 4.99 - Foto aerea



4.14.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto risulta così composto:

Linea acque:

- grigliatura grossolana (1 unità);
- grigliatura media (2 unità);
- sollevamento iniziale;
- dissabbiatura / disoleazione (2 unità);
- sedimentazione primaria (3 unità);
- ossidazione biologica (3 unità);
- sedimentazione secondaria (3 unità);
- disinfezione finale.

Linea fanghi:

- addensamento dinamico (1 unità);
- digestione anaerobica a due stadi (1 unità);
- disidratazione meccanica con centrifughe (2 unità).

4.14.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Secondo il Regolamento Regionale n. 3/2006 lo scarico dell'impianto avente potenzialità superiore a 100.000 AE, deve rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' \geq 100.000 AE			
Parametri	Limiti entro 31/12/2008		Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25		10
COD (mg/l)	125		60
SST (mg/l)	35		15
Ptot (mg/l)	1		1
Ntot (mg/l)	10		10

Tabella. 4.43 - Anno 2009 - Medie Mensili di BOD₅ – COD – SST – P_{TOT} - N_{TOT}

Mesi	BOD ₅		COD		SST		P-TOT		N-TOT	
	in	out	in	out	in	out	in	out	in	out
Gennaio	145	15	245	31	150	17	2.7	1.7	18	9.5
Febbraio	127	22	171	48	74	24	2.6	1.2	21	12
Marzo	157	28	211	67	100	32	3.4	1.4	20	13.5
Aprile	122	23	172	60	72	26	4.5	1.75	15	8
Maggio	92	17	179	44	64	12	3.6	1.27	17.8	9.3
Giugno	89	15	176	37	79	14	2.22	0.98	17	12.5
Luglio	47	19	88	39	41	11	2.7	1.07	9.25	7.25
Agosto	49	5	75	20	45	12	1.43	0.9	11	5.5
Settembre	75	14	118	37	58	16	1.87	0.48	10.8	6.7
Ottobre	109	28	249	68	91	23	3.25	1.1	26	19.25
Novembre	124	34	200	71	81	31	2.70	1.08	21.25	14
Dicembre	125	35	188	73	89	44	1.6	1.8	19.7	13.7

- Valori espressi in mg/l

Le caratteristiche dei reflui rilevate nel corso del 2009 sono indicate nella sopra indicata tabella.

L'esame delle risultanze analitiche conferma la necessità dei progetti di adeguamento impiantistico in sintonia con i programmi che TASM ha in corso di attivazione.

4.14.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

In relazione alla necessità di corrispondere all'incremento del fabbisogno depurativo richiesto all'impianto e di rispettare i nuovi limiti allo scarico previsti dalle normative per sostanza organica, solidi sospesi, azoto e fosforo alle scadenze del 2008 e 2016, TASM ha predisposto un progetto di potenziamento e di adeguamento delle opere costituenti l'attuale impianto.

In particolare gli interventi previsti nel progetto riguardano:

- il potenziamento dell'impianto per una capacità di trattamento pari a 160.000 AE superiore quindi di 45.000 AE al fabbisogno attuale di depurazione e con un volume di liquami depurati di ca. 50.000 mc/giorno;
- l'adeguamento dell'impianto ai nuovi limiti di emissione indicati dal Regolamento Regionale n. 3/2006.

Le tre tabelle qui riportate indicano rispettivamente i valori limiti di emissione assunti nel progetto in relazione alle scadenze richiamate dalle normative e gli obiettivi del progetto stesso.

Tabella. 4.44 a - Valori limite allo scarico

Parametro	U.M.	Valore	Riferimento normativo
Valori limite di emissione ad applicazione immediata			
SST	[mgSST 1 ⁻¹]	35	
BOD ₅	[mgO ₂ 1 ⁻¹]	25	Tabella 1, Allegato 5 alla Parte III D.
COD	[mgO ₂ 1 ⁻¹]	125	Lgs. 152/2006
Fosforo totale	[mgP 1 ⁻¹]	1	
Azoto totale	[mgN 1 ⁻¹]	10	Tabella 6, Allegato B,
<i>Escherichia coli</i>	[UFC (100 ml) ⁻¹]	5.000	R.R. (Lombardia) 3/2006
			Tabella 3, Allegato 5 alla Parte III
			D. Lgs. 152/2006

Tabella. 4.44 b

Valori limite di emissione ad applicazione differita al 31 dicembre 2016			
SST	[mgSST 1 ⁻¹]	15	
BOD ₅	[mgO ₂ 1 ⁻¹]	10	Tabella 5, Allegato B.
COD	[mgO ₂ 1 ⁻¹]	60	R.R. 3/2006

Tabella. 4.44 c - Obiettivi di progetto

Parametro	U.M.	Valore
SST	[mgSST l ⁻¹]	5
BOD ₅	[mgO ₂ l ⁻¹]	10
COD	[mgO ₂ l ⁻¹]	60
Fosforo totale	[mgP l ⁻¹]	1
Azoto totale	[mgN l ⁻¹]	10
<i>Escherichia coli</i>	[UFC (100 ml) ⁻¹]	5.000

Gli interventi in programma modificheranno notevolmente l'assetto originario dell'impianto ed in particolare i processi biologici.

La nuova composizione della linea di depurazione diviene infatti la seguente:

Linea Acque:

- grigliatura grossolana (1 unità) e grigliatura media (2 unità);
- sollevamento iniziale (1 unità);
- grigliatura finissima (3 unità);
- dissabbiatura - disoleatura (2 unità);
- linea di trattamento biologico con mbr;
- trattamento biologico a fanghi attivi di predenitrificazione-nitrificazione (3 unità);
- precipitazione chimica del fosforo (1 unità);
- separazione su membrane di microfiltrazione.

Linea fanghi:

- preispessimento dinamico (2 unità);
- stabilizzazione aerobica a due stadi (1 unità);
- disidratazione meccanica dei fanghi stabilizzati mediante centrifugazione (2 unità).

Le (Fig. 4.100 e 4.101) riportano rispettivamente gli schemi a blocchi previsti per la linea acque e la linea fanghi.

La nuova linea acque si differenzia da quella iniziale non solo per quanto riguarda la logica del processo biologico ma anche per la trasformazione funzionale dei bacini esistenti.

Infatti i sedimentatori primari saranno utilizzati quali vasche di predenitrificazione mentre le attuali vasche di ossidazione accoglieranno i moduli a membrane. Ciò comporta che i volumi richiesti dalle fasi biologiche saranno ottenuti soprattutto dal reimpiego e recupero delle strutture murarie esistenti.

I sedimentatori secondari la cui funzione viene comunque a cessare stante la filtrazione a membrane disposta a monte, saranno viceversa mantenuti ed utilizzati quali bacini di accumulo e compensazione per situazioni di marcia che ne richiedano eventualmente l'impiego.

Figura. 4.100 - Schema linea acque

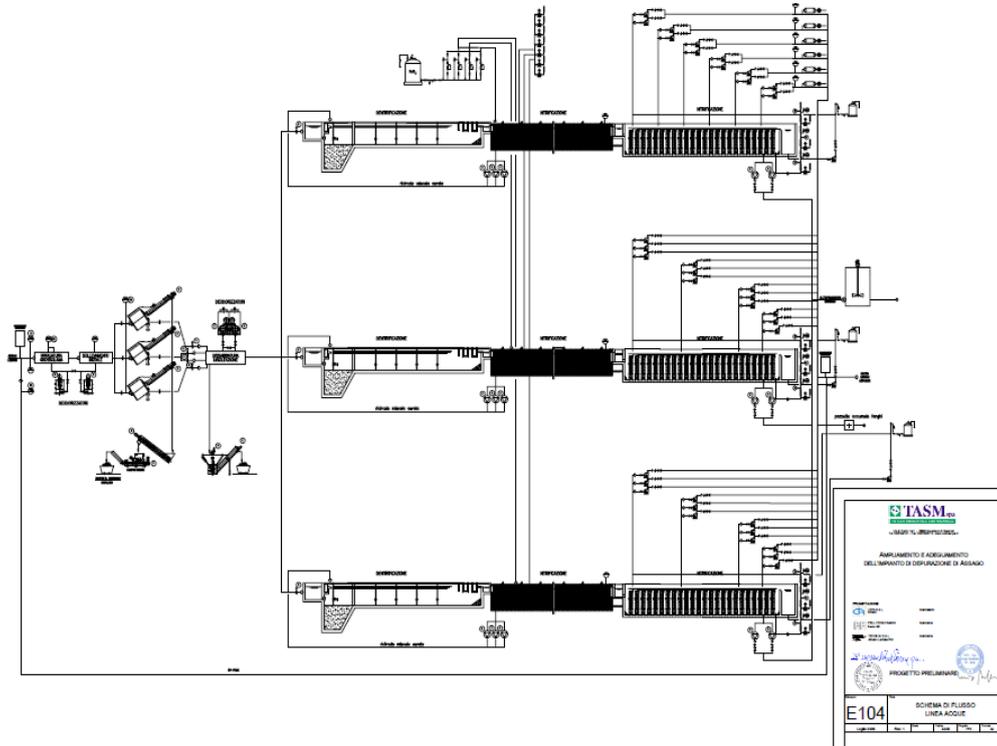
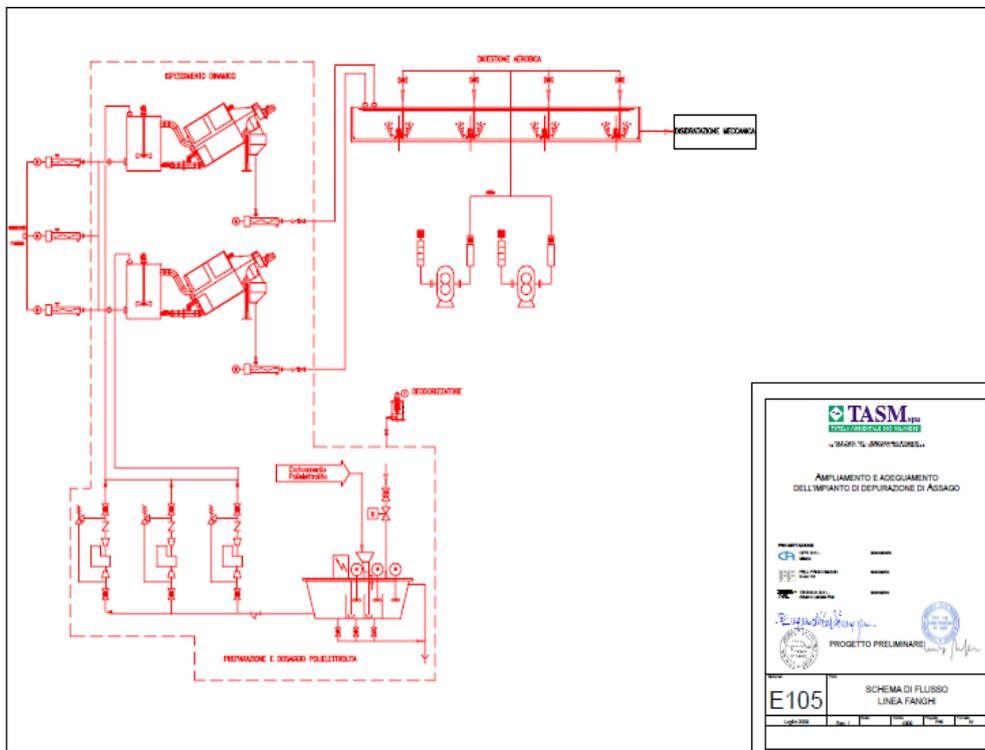


Figura. 4.101 - Schema linea fanghi



4.14.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Nella situazione attuale l'impianto è privo di filtrazione finale e presenta fasi di aereazione appena sufficienti all'ossidazione delle sostanze carboniose e solo parzialmente per l'azoto; mancano la denitrificazione ed il circolo dei liquami aerati.

Il livello di carenza funzionale generale riguarda anche il carico idraulico che appare superiore a quello iniziale di progetto.

Per quanto si riferisce alla linea fanghi, esiste una unità di digestione anaerobica disposta prima della disidratazione attuata con centrifughe.

4.14.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	1.882.920
Produzione annua in secco 100%	% SST	26
Sistema di disidratazione	kgSS _T /anno	489.559
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	-	centrifuga con poliel.
	kgSS _T /AE x AE	4,2

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	1.882.920
Costo annuo totale	€/anno	150.633

4.14.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

La situazione esistente ha portato alla predisposizione di un progetto di potenziamento e di adeguamento alle normative (par. 4.14.2) basato sull'inserimento di sistemi MBR in fase di denitrificazione e l'adozione di una stabilizzazione aerobica terminale del fango prodotto.

Tale impostazione consente di realizzare correttamente le nuove opere recuperando spazi e volumi dalla dismissione della sedimentazione secondaria esistente e del digestore anaerobico oramai inutilizzato.

Una ulteriore prospettiva progettuale da considerare in un'ottica complementare al nuovo assetto programmato e peraltro di immediata applicazione, risulterebbe dall'eventuale inserimento dei cicli alternati CA nella linea fanghi utilizzando il digestore dismesso come vasca di trattamento degli stessi. Tale tecnica può comportare, oltre a sensibili riduzione dei fanghi, risparmi energetici e buone rese nell'abbattimento del fosforo (par. 3.4.2).

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.15. Impianto di S.S. Giovanni - Bacino Lambro

4.15.1. *Situazione esistente*

L'impianto di depurazione situato presso la zona industriale è gestito da AMIACQUE SpA e raccoglie e depura i reflui prevalentemente civili, della città di Sesto S. Giovanni con una potenzialità di progetto di 130.000 A.E. Una prima versione dell'impianto venne realizzata nel 1989 sulla base di una potenzialità di 30.000 AE. La seconda versione del 1999-2000 ha aumentato la capacità di trattamento di 100.000 AE portando la potenzialità complessiva di progetto a 130.000 AE. L'impianto tratta attualmente scarichi limitati a 120.000 AE con una portata media di 40.000 m³/d. L'area occupata risulta di ca. 40.000 mq.

L'impianto è oggi costituito da due linee in parallelo e precisamente: un trattamento biologico a fanghi attivi ed un trattamento biologico a biofiltrazione di più recente costruzione, realizzato quale adeguamento all'aumento progressivo dei valori di portata, a seguito dello sviluppo demografico del Comune di Sesto S. Giovanni. La disposizione planimetrica è riportata nella (Fig. 4.102) Segue foto aerea (Fig. 4.103).

La portata trattata dalla prima linea a fanghi attivi è pari al 30% della portata totale in ingresso all'impianto; la linea a biofiltrazione tratta la restante aliquota del 70%.

4.15.2. *Sezioni di trattamento*

Sinteticamente l'impianto comprende le seguenti fasi di trattamento.

Linea acque:

- grigliatura grossolana, sollevamento iniziale, grigliatura fine, dissabatura-disoleatura;
- sedimentazione primaria con decantatore a pacchi lamellari;
- ripartizione della portata fra le due linee principali del trattamento biologico;

- trattamento biologico a biofiltri servito da stazione di sollevamento intermedia;
- trattamento biologico a fanghi attivi;
- sedimentazione secondaria a servizio del solo trattamento a fanghi attivi;
- trattamento terziario di chiari-flocculazione a servizio della sola linea a fanghi attivi;
- trattamento terziario di disinfezione comune ad entrambe le linee biologiche.

Linea fanghi:

- ispessimento fanghi primari al 3%;
- ispessimento dinamico fanghi di supero;
- miscelazione dei fanghi;
- digestione anaerobica;
- post-ispessimento fanghi digeriti;
- disidratazione, con presse a nastro.

Figura. 4.102 - Planimetria dell'impianto

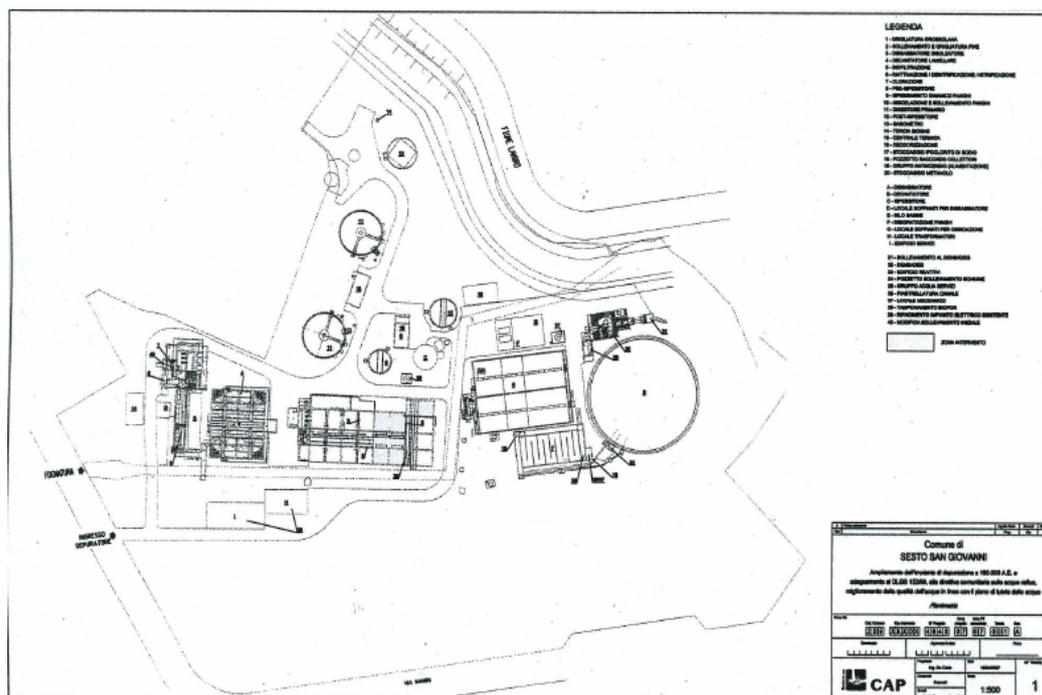


Figura 4.103 - Foto aerea



Lo schema generale dell'impianto è riportato nella (Fig. 4.104).

Di dette sezioni si riassumono gli aspetti operativi più significativi.

Trattamenti preliminari:

Grigliatura fine

La grigliatura fine viene effettuata tramite micro-griglie con spaziatura tra le maglie di 2 mm, posizionate sia dopo la grigliatura grossolana, in ingresso all'impianto, sia a monte della linea a biofiltrazione, in testa al torrino di alimentazione dei biofiltri.

Sedimentazione primaria

La sedimentazione primaria viene ottenuta tramite un sedimentatore a pacchi lamellari costituito da quattro unità operanti in parallelo. Tale sedimentatore ha il vantaggio di occupare superfici molto ridotte rispetto ai sedimentatori a flusso radiale di uguali potenzialità ed è caratterizzato da efficienze di rimozione molto elevate. Il sedimentatore è a servizio di entrambe le linee di trattamento ed è stato dimensionato per trattare una portata doppia (oltre 90000 m³/d) rispetto a quella attualmente in ingresso all'impianto.

4.15.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006, impone che lo scarico dell'impianto per potenzialità superiore a 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' \geq 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui sia in ingresso che allo scarico sono indicate nelle tabelle riportate di seguito.

I dati si riferiscono alla media dei valori mensili ottenuti dai controlli effettuati dal gestore nell'anno 2009.

Le stesse sono riportate in forma riassuntiva nella tabella seguente.

Dette caratteristiche rispettano in condizioni ordinarie i limiti della tabella 3 del D.Lgs. 152/99

Tabella. 4.45 - Media dei valori mensili ottenuti dai controlli effettuati dal gestore nell'anno 2009.

Parametro	u.m.	Concentrazione
BOD ₅	mg/l	10-20
COD	mg/l	50-60
SS	mg/l	15-35
N _{totale}	mg/l	9-15
N-NH ₄ ⁺	mg/l	3-7
N-NO ₃	mg/l	6-12
N-NO ₂	mg/l	0,3-0,6
N organico	mg/l	1
P totale	mg/l	1

Tabella. 4.46 - Valori analitici liquami in ingresso ed uscita - medie mensili gennaio/giugno 2009

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m ³ /d]	BOD5 [mg/L] O ₂	COD [mg/L] O ₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
INGRESSO	Medio 24 ore	14-gen-09	Asciutto	32.400	160	278	156	2,7	27
USCITA	Medio 24 ore	14-gen-09	Asciutto	32.400	10	47	12	1,0	15
INGRESSO	Medio 24 ore	21-gen-09	Pioggia	41.600	100	174	100	2,2	24
USCITA	Medio 24 ore	21-gen-09	Pioggia	41.600	14	54	19	0,8	19
INGRESSO	Medio 24 ore	28-gen-09	Asciutto	38.800	160	298	160	3,4	28
USCITA	Medio 24 ore	28-gen-09	Asciutto	38.800	10	47	16	1,6	16
INGRESSO	Medio 24 ore	04-feb-09	Asciutto	43.700	130	212	116	1,4	23
USCITA	Medio 24 ore	04-feb-09	Asciutto	43.700	24	70	25	0,8	16
INGRESSO	Medio 24 ore	11-feb-09	Asciutto	29.000	145	279	156	1,8	28
USCITA	Medio 24 ore	11-feb-09	Asciutto	29.000	20	56	13	0,9	18
INGRESSO	Medio 24 ore	18-feb-09	Asciutto	26.650	205	341	188	3,0	29
USCITA	Medio 24 ore	18-feb-09	Asciutto	26.650	10	39	10	1,5	12
INGRESSO	Medio 24 ore	25-feb-09	Asciutto	39.680	205	345	180	3,9	30
USCITA	Medio 24 ore	25-feb-09	Asciutto	39.680	14	52	13	1,9	18
INGRESSO	Medio 24 ore	04-mar-09	Pioggia	27.490	250	450	300	3,3	34
USCITA	Medio 24 ore	04-mar-09	Pioggia	27.490	5	41	17	1,5	18
INGRESSO	Medio 24 ore	11-mar-09	Asciutto	31.650	160	293	144	3,3	32
USCITA	Medio 24 ore	11-mar-09	Asciutto	31.650	11	55	18	1,2	18
INGRESSO	Medio 24 ore	18-mar-09	Asciutto	30.260	275	361	192	4,1	32
USCITA	Medio 24 ore	18-mar-09	Asciutto	30.260	23	55	16	1,6	21
Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m³/d]	BOD5 [mg/L] O₂	COD [mg/L] O₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
INGRESSO	Medio 24 ore	25-mar-09	Asciutto	29.320	205	370	192	3,1	32
USCITA	Medio 24 ore	25-mar-09	Asciutto	29.320	9	52	17	1,0	23
INGRESSO	Medio 24 ore	01-apr-09	Pioggia	38.600	235	368	208	1,3	29
USCITA	Medio 24 ore	01-apr-09	Pioggia	38.600	23	39	15	0,9	21

INGRESSO	Medio 24 ore	08-apr-09	Asciutto	31.170	185	401	224	2,8	34
USCITA	Medio 24 ore	08-apr-09	Asciutto	31.170	12	50	13	1,0	22
INGRESSO	Medio 24 ore	15-apr-09	Asciutto	29.480	120	224	100	2,9	33
USCITA	Medio 24 ore	15-apr-09	Asciutto	29.480	<5	20	15	1,0	23
INGRESSO	Medio 24 ore	22-apr-09	Asciutto	32.550	200	373	200	3,1	32
USCITA	Medio 24 ore	22-apr-09	Asciutto	32.550	12	53	17	1,0	20
INGRESSO	Medio 24 ore	29-apr-09	Pioggia	47.460	85	163	92	1,7	14
USCITA	Medio 24 ore	29-apr-09	Pioggia	47.460	8	29	15	0,6	8
INGRESSO	Medio 24 ore	06-mag-09	Asciutto	32.000	130	235	120	1,9	19
USCITA	Medio 24 ore	06-mag-09	Asciutto	32.000	9	50	16	1,0	18
INGRESSO	Medio 24 ore	13-mag-09	Asciutto	35.384	150	291	160	1,9	31
USCITA	Medio 24 ore	13-mag-09	Asciutto	35.384	25	47	14	1,7	20
INGRESSO	Medio 24 ore	20-mag-09	Asciutto	37.392	156	334	184	2,7	29
USCITA	Medio 24 ore	20-mag-09	Asciutto	37.392	22	53	14	1,7	20
INGRESSO	Medio 24 ore	27-mag-09	Asciutto	38.684	185	365	200	3,1	31
USCITA	Medio 24 ore	27-mag-09	Asciutto	38.684	11	29	<10	1,6	18
INGRESSO	Medio 24 ore	10-giu-09	Asciutto	37.926	155	363	188	5,0	30
USCITA	Medio 24 ore	10-giu-09	Asciutto	37.926	13	61	25	1,1	17
INGRESSO	Medio 24 ore	17-giu-09	Asciutto	30.000	185	344	190	3,1	33
USCITA	Medio 24 ore	17-giu-09	Asciutto	30.000	13	42	12	0,7	10
INGRESSO	Medio 24 ore	24-giu-09	Asciutto	36.176	205	363	168	3,3	27
USCITA	Medio 24 ore	24-giu-09	Asciutto	36.176	8	37	17	1,0	15

Tabella. 4.47 - Valori analitici liquami in ingresso ed uscita - medie mensili luglio/dicembre 2009

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m ³ /d]	BOD5 [mg/L] O ₂	COD [mg/L] O ₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
INGRESSO	Medio 24 ore	01-lug-09	Asciutto	39.640	180	325	176	2,4	27
USCITA	Medio 24 ore	01-lug-09	Asciutto	39.640	10	47	13	1,0	11
INGRESSO	Medio 24 ore	08-lug-09	Pioggia	42.000	60	129	72	1,2	11
USCITA	Medio 24 ore	08-lug-09	Pioggia	42.000	18	40	19	0,5	5
INGRESSO	Medio 24 ore	15-lug-09	Asciutto	34.100	175	382	194	1,6	24
USCITA	Medio 24 ore	15-lug-09	Asciutto	34.100	16	52	17	1,0	10
INGRESSO	Medio 24 ore	22-lug-09	Asciutto	34.119	215	363	128	1,3	21
USCITA	Medio 24 ore	22-lug-09	Asciutto	34.119	9	30	<10	0,8	10
INGRESSO	Medio 24 ore	29-lug-09	Asciutto	31.320	155	306	152	2,6	24
USCITA	Medio 24 ore	29-lug-09	Asciutto	31.320	14	46	16	1,0	9
INGRESSO	Medio 24 ore	05-ago-09	Asciutto	32.000	130	235	124	1,9	18
USCITA	Medio 24 ore	05-ago-09	Asciutto	32.000	8	46	13	0,7	6
INGRESSO	Medio 24 ore	12-ago-09	Asciutto	23.550	130	238	140	1,9	21
USCITA	Medio 24 ore	12-ago-09	Asciutto	23.550	10	39	12	0,6	9
INGRESSO	Medio 24 ore	19-ago-09	Asciutto	28.363	105	191	108	1,9	17
USCITA	Medio 24 ore	19-ago-09	Asciutto	28.363	8	32	10	0,8	9
INGRESSO	Medio 24 ore	26-ago-09	Asciutto	31.184	135	234	132	2,4	19
USCITA	Medio 24 ore	26-ago-09	Asciutto	31.184	10	37	12	1,0	11
INGRESSO	Medio 24 ore	02-set-09	Asciutto	28.228	120	208	112	2,0	18
USCITA	Medio 24 ore	02-set-09	Asciutto	28.228	12	46	13	1,0	12
INGRESSO	Medio 24 ore	09-set-09	Asciutto	32.920	110	204	112	2,1	23
USCITA	Medio 24 ore	09-set-09	Asciutto	32.920	6	38	10	1,2	11
INGRESSO	Medio 24 ore	16-set-09	Pioggia	36.220	100	165	72	1,0	14
USCITA	Medio 24 ore	16-set-09	Pioggia	36.220	7	29	<10	0,6	8
INGRESSO	Medio 24 ore	23-set-09	Asciutto	28.273	165	284	156	2,7	30
USCITA	Medio 24 ore	23-set-09	Asciutto	28.273	21	45	10	1,6	15
INGRESSO	Medio 24 ore	30-set-09	Asciutto	28.100	250	475	288	1,7	31
USCITA	Medio 24 ore	30-set-09	Asciutto	28.100	10	38	17	1,3	13
INGRESSO	Medio 24 ore	07-ott-09	Asciutto	32.957	150	303	160	3,0	27
USCITA	Medio 24 ore	07-ott-09	Asciutto	32.957	18	59	20	1,8	18
INGRESSO	Medio 24 ore	14-ott-09	Asciutto	32.189	145	278	148	2,9	33
USCITA	Medio 24 ore	14-ott-09	Asciutto	32.189	12	33	<10	1,3	18
INGRESSO	Medio 24 ore	21-ott-09	Asciutto	35.000	185	343	188	3,1	32
USCITA	Medio 24 ore	21-ott-09	Asciutto	35.000	9	49	22	1,1	19
INGRESSO	Medio 24 ore	28-ott-09	Asciutto	30.555	205	381	206	2,8	37
USCITA	Medio 24 ore	28-ott-09	Asciutto	30.555	10	34	<10	1,2	16
INGRESSO	Medio 24 ore	04-nov-09	Asciutto	35.403	235	424	204	2,5	28
USCITA	Medio 24 ore	04-nov-09	Asciutto	35.403	10	42	16	0,9	20
INGRESSO	Medio 24 ore	11-nov-09	Asciutto	31.537	155	374	196	2,7	31
USCITA	Medio 24 ore	11-nov-09	Asciutto	31.537	10	29	15	1,3	18
INGRESSO	Medio 24 ore	18-nov-09	Asciutto	30.500	185	335	172	2,8	32
USCITA	Medio 24 ore	18-nov-09	Asciutto	30.500	18	50	15	1,6	20

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m ³ /d]	BOD5 [mg/L] O ₂	COD [mg/L] O ₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
INGRESSO	Medio 24 ore	25-nov-09	Asciutto	28.960	130	293	154	3,3	32
USCITA	Medio 24 ore	25-nov-09	Asciutto	28.960	25	58	18	1,5	22
INGRESSO	Medio 24 ore	02-dic-09	Asciutto	33.234	110	224	144	3,5	31
USCITA	Medio 24 ore	02-dic-09	Asciutto	33.234	10	33	<10	0,8	17
INGRESSO	Medio 24 ore	16-dic-09	Asciutto	35.184	125	288	152	3,8	35
USCITA	Medio 24 ore	16-dic-09	Asciutto	35.184	8	48	19	1,4	19
INGRESSO	Medio 24 ore	23-dic-09	Neve	38.869	105	172	88	2,1	19
USCITA	Medio 24 ore	23-dic-09	Neve	38.869	7	31	10	0,8	10

I valori riportati sono da intendersi come valori medi giornalieri.

Per quanto riguarda il fosforo i valori riscontrati sull'impianto risultano sempre inferiori ad 1 mg/l e non sono pertanto previsti ulteriori trattamenti verso lo stesso.

L'esame delle risultanze analitiche ha evidenziato comunque la necessità di attuare una serie di interventi impiantistici di adeguamento per ottimizzare alcuni valori in uscita ed in particolare per i solidi sospesi, per la nitrificazione dell'ammoniaca e per l'azoto totale che dovrà risultare inferiore a 10 mg/l (par. 4.15.2)

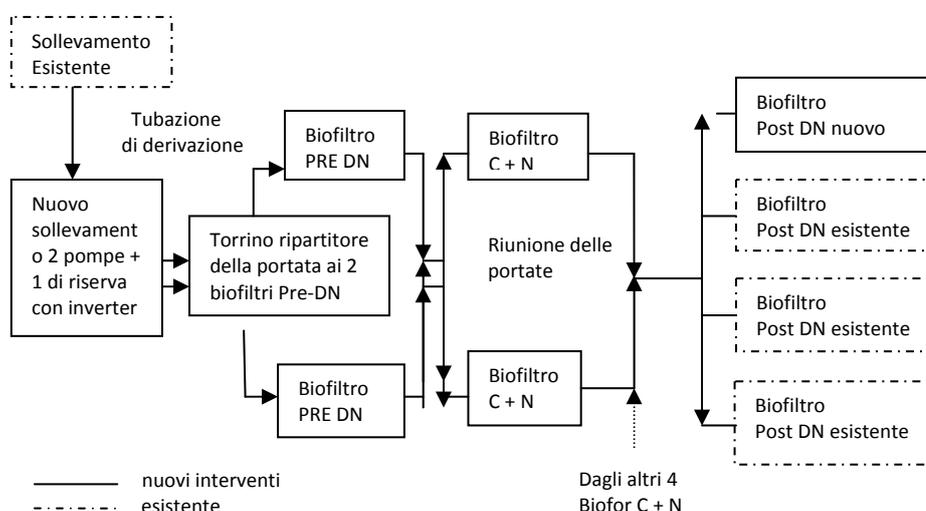
4.15.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Detti interventi hanno riguardato le seguenti tipologie di lavori:

- sollevamento di parte della portata dopo i sedimentatori primari a pacchi lamellari;
- nuova linea di biofiltrazione a biomassa adesa in tre stadi nitro-denitro, a potenziamento delle esistenti, che consente la contemporanea filtrazione del refluo per la riduzione dei solidi sospesi, l'ossidazione del BOD5, la nitrificazione dell'ammoniaca e la riduzione dei nitrati nella fase denitro al fine di ottenere valori di azoto totale inferiori ai 10 mg/l;
- invio delle acque di controlavaggio dei filtri alla esistente vasca di accumulo e successivo invio in testa ai dissabbiatori mediante realizzazione di un nuovo collettore;
- realizzazione di una nuova sezione di sollevamento dedicata al ricircolo dei nitrati.

La (Fig. 4.105) rappresenta lo schema a blocchi del processo di depurazione con l'indicazione dei nuovi interventi.

Figura. 4.105 - Schema a blocchi del processo di depurazione.



4.15.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto esistente è composto di due linee acque estremamente differenti l'una dall'altra e precisamente:

- una linea tradizionale a fanghi attivi ristrutturata ed in parte da modificare ed integrare in grado di trattare il 30% della portata;
- una linea a biofiltrazione in grado di trattare il 70% della portata, con alcune fasi in progetto ed in via di realizzazione e completamento.

La linea fanghi è unificata ed alla stessa arrivano più frazioni F1, F2, F3, fanghi primari, fanghi della linea fanghi attivi, fanghi della biofiltrazione.

La digestione anaerobica esistente presenta attualmente una produzione di biogas media di circa 2.000 mc/g. Originariamente la stessa non venne tuttavia progettata per ricevere le diverse frazioni dei fanghi sopra richiamate e potrebbe quindi essere oggetto di interventi di ristrutturazione ed ottimizzazione con l'inserimento di nuove tecnologie mirate alla riduzione dei fanghi.

4.15.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	2.064.600
	% SST	25÷27 (v.m. 26)
Produzione annua in secco 100%	kgSS _T /anno	536.796
Sistema di disidratazione	-	centrifuga con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	5,8

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	130
Produzione annua	kgSS _T /anno	2.064.600
Costo annuo totale	€/anno	268.398

4.15.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

La notevole differenza strutturale e di processo tra le due linee acque non consente l'adozione di tecnologie TRFa associabili alle stesse.

Viceversa la linea fanghi potrebbe essere appositamente integrata da una delle TRFf di tipo biologico/meccanico, per aumentarne la produzione di biogas ed il recupero energetico congiuntamente ad un ulteriore risultato di riduzione del fango digerito da smaltire.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.16. Impianto di Settala - Bacino Lambro

4.16.1. Situazione esistente

L'impianto costruito nella prima metà degli anni 'Novanta per una potenzialità di ca. 100.000 AE, è situato nel territorio del Comune di Settala e confina con l'alveo del Cavo Marocco che costituisce il ricettore dell'effluente depurato. Attualmente è gestito da AMIACQUE SpA.

Il suo funzionamento risente della presenza, in misura rilevante, sia di scarichi produttivi diluiti sia dell'infiltrazione nei collettori di acqua di falda delle campagne attorno.

L'area occupata è di ca. 25.000 mq.

Il bacino di utenza servito è di tipo misto con prevalenza della componente domestica; le principali attività produttive insediate sul territorio appartengono al settore meccanico e elettromeccanico con un apporto inquinante limitato e in

misura inferiore, ad industrie del comparto chimico farmaceutico, spesso dotate di impianti di pretrattamento dei propri reflui. L'apporto delle acque industriali appare comunque in diminuzione.

Il recapito dei liquami nei collettori fognari è subordinato al rispetto dei limiti di accettabilità stabiliti dalla Tabella 3 (colonna scarico in fognatura) dell'Allegato 5 - Parte III del D. Lgs. 152/2006.

Nella sua attuale composizione l'impianto opera secondo il tradizionale processo biologico a fanghi attivi a medio-basso carico, con rimozione dell'azoto mediante lo schema bistadio con predenitrificazione e ossidazione-nitrificazione, posto immediatamente a valle dei pretrattamenti meccanici di grigliatura e dissabbiatura.

I fanghi biologici di supero sono trattati in digestione aerobica, preceduta da ispessimento dinamico; il flusso in uscita dalla stabilizzazione è sottoposto a postispessimento e successiva disidratazione meccanica mediante filtropressatura su nastro; il fango disidratato trova collocazione finale in agricoltura. La planimetria dell'impianto è rappresentata nella (Fig. 4.106). Nella (Fig. 4.107 si riporta una foto aerea.

Ad avvenuto completamento dei lavori di adeguamento eseguiti per ottemperare alle normative vigenti risulta il seguente quadro operativo.

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- abitanti equivalenti totali ae	100.000	42.600
- frazione ae civili	< 40%	> 70%
- portata media giornaliera		24-32.000 mc

Figura. 4.106 - Planimetria

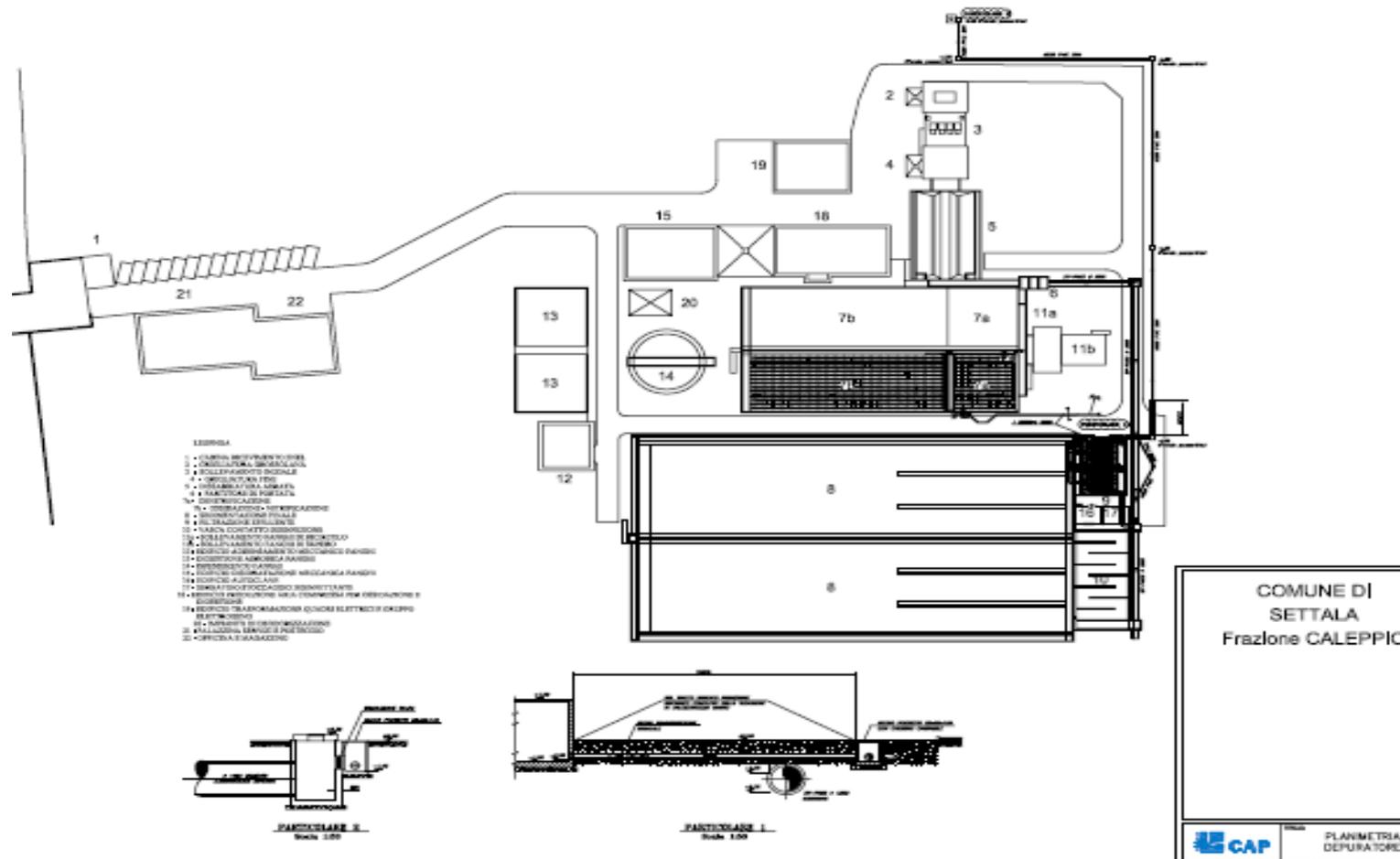


Figura. 4.107 - Foto aerea



4.16.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto comprende le seguenti sezioni di trattamento secondo il lay out di figura 4.108 e lo schema a blocchi di (Fig 4.109).

Linea acque:

- opera di presa - grigliatura grossolana articolata su due linee in parallelo dotate ognuna di griglia meccanica con paratoie di esclusione, a monte e a valle e nastro trasportatore di evacuazione del materiale in container di stoccaggio temporaneo;
- sollevamento iniziale dei liquami predisposto con due pompe per le portate nere e due pompe per lo smaltimento delle portate meteoriche; le pompe alimentano con percorsi separati il canale di alimentazione della grigliatura fine;
- grigliatura fine disposta su due linee in parallelo dotate ognuna di griglia meccanica con paratoie di esclusione a monte e a valle e nastro trasportatore di evacuazione del materiale ad un compattatore per la riduzione del volume del materiale separato;
- dissabbiatura disoleazione aerata su due linee in parallelo equipaggiate ognuna con carroponete pulitore a movimento alternato e pompa verticale di estrazione della miscela acqua-inerti e di alimentazione del sistema di lavaggio e di classificazione delle sabbie; una stazione di produzione aria

- compresa, disposta su tre soffiatori a assi rotanti, alimenta la rete di insufflazione dell'aria composta da 50 diffusori a bolle per ogni bacino;
- sistema di sfioro delle portate in eccesso al successivo trattamento biologico composto da sensore di livello ad ultrasuoni per l'abbassamento di una paratoia a stramazzo posta sulla linea che collega il bacino di disinfezione con il ricettore dell'effluente;
- predenitrificazione su un solo reattore ricavato dalla parziale trasformazione di uno dei due bacini in origine destinati alla sola fase di ossidazione, con due miscelatori sommergibili;
- ossidazione-nitrificazione, condotta in due bacini in parallelo corredati con una stazione di produzione aria compressa per l'alimentazione del sistema di insufflazione d'aria a bolle fini con diffusori a disco poroso;
- sedimentazione secondaria su due linee in parallelo equipaggiate ognuna con carroponete pulitore a movimento alternato e sistema di rimozione rapida del fango;
- sollevamento fanghi di riciclo e di supero in un unico manufatto equipaggiato con coclee di ricircolo fanghi e di pompe sommergibili per l'invio del fango di supero alla sezione di addensamento dinamico dei fanghi;
- disinfezione con acido peracetico, sulla linea di collegamento con il ricettore finale.

La sezione di disinfezione è alimentata dal canale di gronda che raccoglie il flusso in uscita dalle linee di sedimentazione finale; esso riversa nel tratto di testa del manufatto il cui livello è controllato da uno stramazzo che ne descrive l'intera lunghezza e che, mediante una paratoia di fondo, può essere messo in comunicazione con la tubazione di scarico al Cavo Marocco, consentendo così il by-pass completo della sezione.

Il bacino è suddiviso in otto canali a chicanes; all'estremità di uscita uno stramazzo determina il livello nella vasca mentre un secondo stramazzo lo esclude idraulicamente dal circuito di scarico al ricettore finale.

Il processo di disinfezione è operato mediante dosaggio di soluzione di acido peracetico (15% come PAA stabilizzato con perossido di idrogeno) impiegando pompe dosatrici.

Linea fanghi:

- addensamento dinamico in una unità a cestello drenante; la sezione è corredata dalla stazione di preparazione e dosaggio del polielettrolita di condizionamento dei fanghi e dalle pompe monovite di alimentazione alla successiva sezione di stabilizzazione;
- stabilizzazione aerobica in due bacini in parallelo con volume utile unitario di 1.080 m³, corredata di un proprio compressore centrifugo che alimenta un sistema di insufflazione composto da diffusori a bolle fini. Il trasferimento dei fanghi stabilizzati alla successiva sezione di ispessimento

può avvenire a gravità o mediante l'utilizzo di pompe centrifughe sommergibili;

- post-ispessimento dei fanghi stabilizzati in un bacino a pianta circolare equipaggiato con un raschiatore a picchetti a comando centrale;
- disidratazione meccanizzata dei fanghi mediante due unità di nastropressatura alimentate mediante tre pompe volumetriche monovite; la stazione comprende inoltre la stazione di preparazione e dosaggio del polielettrolita ed il sistema di trasporto dei fanghi disidratati ai container di stoccaggio temporaneo

Presso il depuratore sono inoltre presenti impianti dedicati e infrastrutture di servizio tra cui principalmente:

- l'impianto di deodorizzazione dell'aria aspirata dalle principali sorgenti di odori molesti (edificio di copertura delle sezioni di grigliatura, edificio di alloggiamento dell'addensamento dinamico dei fanghi e copertura del bacino di post-ispessimento, edificio disidratazione meccanica);
- la cabina di ricevimento della linea di energia elettrica in media tensione e, da essa separata, l'edificio contenente le apparecchiature per la trasformazione in B.T. per l'alloggiamento dei quadri di alimentazione di tutte le utenze;
- le reti elettriche di alimentazione delle utenze, di trasmissione dei segnali e dei comandi; la rete di distribuzione dell'acqua di servizio alimentata parzialmente con l'effluente depurato e con un pozzo di emungimento dalla falda superficiale.

Figura. 4.108 - Schema di processo

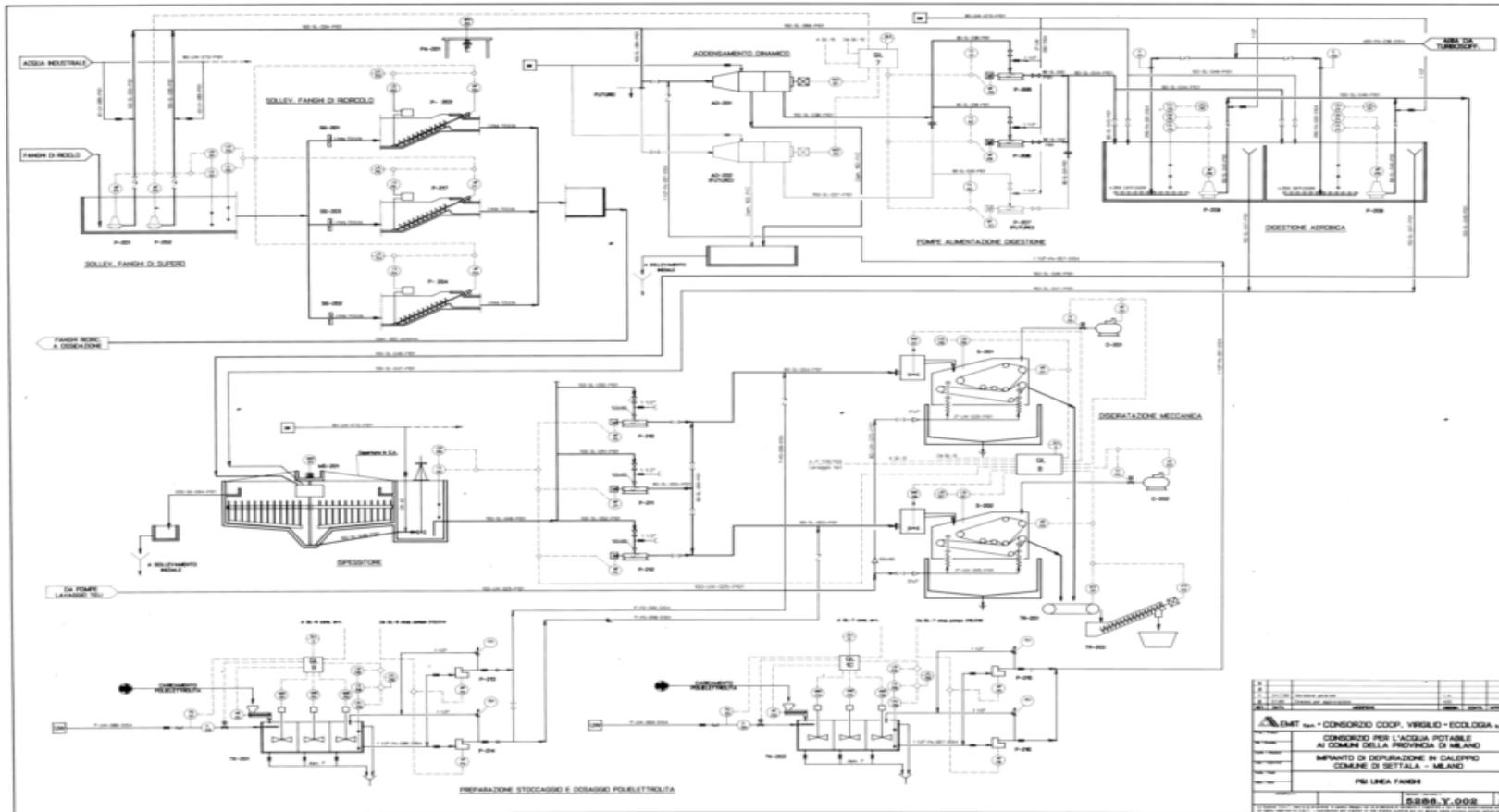
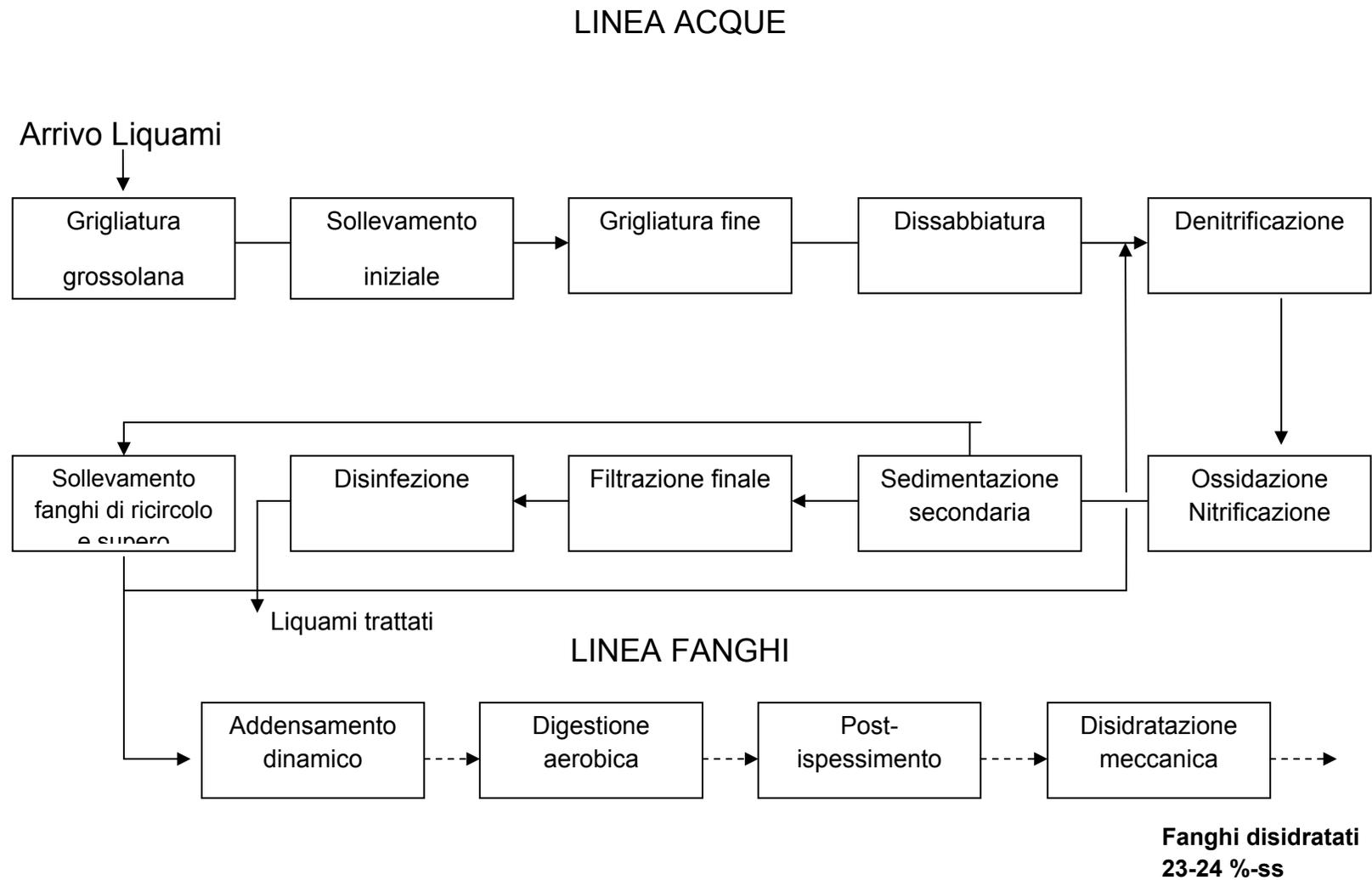


Figura. 4.109 - Schema a blocchi



4.16.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006 impone che lo scarico dell'impianto di potenzialità compresa tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 e 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Le caratteristiche dei reflui, sia in ingresso che allo scarico sono indicate nella (Tab. 4.48).

I dati si riferiscono alla media dei valori mensili ottenuti dai controlli effettuati dal gestore nell'anno 2009.

L'esame delle risultanze analitiche conferma che tutti i parametri presentano allo scarico valori nella norma tranne che per il fosforo che a fronte della scadenza del 2016 manifesta episodi transitori fuori tabella.

4.16.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Al momento non sono in programma ulteriori interventi che non siano quelli di normale manutenzione. Per quanto riguarda le opere di adeguamento eseguite si attendono gli esiti delle fasi di collaudo previste.

Tabella. 4.48 - Valori analitici liquami in ingresso ed uscita relativi al 2009 - medie mensili

Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m ³ /d]	BOD5 [mg/L] O ₂	COD [mg/L] O ₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
INGRESSO	Medio 24 ore	22-gen-09	Asciutto	25.000	110	195	106	1,8	17
USCITA	Medio 24 ore	22-gen-09	Asciutto	25.000	5	27	<10	<0,5	9
INGRESSO	Medio 24 ore	05-feb-09	Pioggia	36.000	105	184	84	1,1	12
USCITA	Medio 24 ore	05-feb-09	Pioggia	36.000	5	31	10	0,7	7
INGRESSO	Medio 24 ore	19-feb-09	Asciutto	28.000	120	218	116	2,3	20
USCITA	Medio 24 ore	19-feb-09	Asciutto	28.000	<5	24	<10	1,1	10
INGRESSO	Medio 24 ore	05-mar-09	Pioggia	34.000	110	177	92	2,3	17
USCITA	Medio 24 ore	05-mar-09	Pioggia	34.000	<5	26	<10	1,1	8
INGRESSO	Medio 24 ore	19-mar-09	Asciutto	28.000	130	252	148	3,1	26
USCITA	Medio 24 ore	19-mar-09	Asciutto	28.000	9	36	12	1,4	14
INGRESSO	Medio 24 ore	02-apr-09	Pioggia	27.000	120	213	108	1,7	18
Descrizione del PP	Modalità di prelievo	Data prelievo	Condizioni meteo	Q media giornaliera [m³/d]	BOD5 [mg/L] O₂	COD [mg/L] O₂	Solidi sospesi totali [mg/L]	Fosforo totale [mg/L] P	Azoto totale [mg/L] N
USCITA	Medio 24 ore	02-apr-09	Pioggia	27.000	5	28	<10	0,8	8
INGRESSO	Medio 24 ore	16-apr-09	Pioggia	30.000	100	213	124	2,9	20
USCITA	Medio 24 ore	16-apr-09	Pioggia	30.000	<5	20	18	1,6	17
INGRESSO	Medio 24 ore	30-apr-09	Pioggia	24.000	70	113	60	1,0	10
USCITA	Medio 24 ore	30-apr-09	Pioggia	24.000	6	37	15	0,6	7
INGRESSO	Medio 24 ore	14-mag-09	Asciutto	23.000	100	164	92	2,1	16
USCITA	Medio 24 ore	14-mag-09	Asciutto	23.000	<5	18	<10	1,2	12
INGRESSO	Medio 24 ore	27-mag-09	Asciutto	24.000	80	152	84	2,7	14
USCITA	Medio 24 ore	27-mag-09	Asciutto	24.000	7	27	<10	1,5	11
INGRESSO	Medio 24 ore	18-giu-09	Asciutto	30.000	115	200	112	2,3	18
USCITA	Medio 24 ore	18-giu-09	Asciutto	30.000	6	28	<10	0,9	9
INGRESSO	Medio 24 ore	02-lug-09	Asciutto	32.500	70	136	68	2,7	11
USCITA	Medio 24 ore	02-lug-09	Asciutto	32.500	<5	29	<10	1,1	8
INGRESSO	Medio 24 ore	16-lug-09	Asciutto	32.500	65	160	64	1,8	9

	ore								
USCITA	Medio 24 ore	16-lug-09	Asciutto	32.500	<5	20	<10	0,8	6
INGRESSO	Medio 24 ore	30-lug-09	Asciutto	34.000	95	176	84	1,9	10
USCITA	Medio 24 ore	30-lug-09	Asciutto	34.000	<5	23	<10	1,0	8
INGRESSO	Medio 24 ore	13-ago-09	Asciutto	31.000	80	153	76	2,5	15
USCITA	Medio 24 ore	13-ago-09	Asciutto	31.000	<5	19	<10	1,6	7
INGRESSO	Medio 24 ore	27-ago-09	Asciutto	33.000	90	150	80	2,0	9
USCITA	Medio 24 ore	27-ago-09	Asciutto	33.000	<5	26	<10	1,2	9
INGRESSO	Medio 24 ore	10-set-09	Asciutto	27.500	85	144	60	1,8	12
USCITA	Medio 24 ore	10-set-09	Asciutto	27.500	8	35	<10	1,0	10
INGRESSO	Medio 24 ore	24-set-09	Asciutto	27.500	65	130	68	1,2	12
USCITA	Medio 24 ore	24-set-09	Asciutto	27.500	<5	28	<10	0,9	10
INGRESSO	Medio 24 ore	08-ott-09	Asciutto	26.500	75	168	80	2,8	17
USCITA	Medio 24 ore	08-ott-09	Asciutto	26.500	5	28	<10	1,4	12
INGRESSO	Medio 24 ore	22-ott-09	Pioggia	44.000	90	153	80	2,1	14
USCITA	Medio 24 ore	22-ott-09	Pioggia	44.000	<5	27	<10	1,3	9
INGRESSO	Medio 24 ore	05-nov-09	Asciutto	20.600	120	202	124	3,0	17
USCITA	Medio 24 ore	05-nov-09	Asciutto	20.600	<5	20	<10	1,5	10
INGRESSO	Medio 24 ore	19-nov-09	Asciutto	24.000	70	146	64	3,0	16
USCITA	Medio 24 ore	19-nov-09	Asciutto	24.000	<5	23	<10	1,6	10
INGRESSO	Medio 24 ore	03-dic-09	Asciutto	26.900	100	159	68	2,2	14
USCITA	Medio 24 ore	03-dic-09	Asciutto	26.900	<5	20	<10	0,7	8
INGRESSO	Medio 24 ore	17-dic-09	Neve	26.900	105	223	120	2,4	19
USCITA	Medio 24 ore	17-dic-09	Neve	26.900	<5	22	<10	1,1	12

4.16.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto presenta bassi indici di impatto ambientale. Tutte le vasche critiche sono infatti coperte e la situazione dei carichi biologici nella vasca a fanghi attivi è del tutto normale. Sussiste comunque in essa una certa criticità funzionale in quanto le basse concentrazioni nel carico in entrata possono portare a produrre fanghi fanghi filamentosi difficilmente disidratabili.

4.16.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	1.443.720
Produzione annua in secco 100%	% SST	25
Sistema di disidratazione	kgSS _T /anno	360.930
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	-	centrifuga con poliel.
	kgSS _T /AE x AE	8,5

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	130
Produzione annua	kgSS _T /anno	1.443.720
Costo annuo totale	€/anno	187.683

4.16.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Sulla linea acque esiste una stazione di produzione e dosaggio di ozono a suo tempo utilizzata per la disinfezione che risulta oggi dismessa.

Parte di tale struttura potrebbe essere riconsiderata per l'inserimento eventuale di una linea di ozonolisi disposta sul ricircolo del fango biologico.

Tale tecnologia infatti influenza l'equilibrio microbiologico dei fanghi attivi contrastando lo sviluppo dei filamentosi ed offrendo migliori condizioni operative sulla decantabilità e disidratabilità del fango.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.17. Impianto di Rozzano - Bacino Lambro

4.17.1. Situazione esistente

Nella versione completa l'impianto che trovasi nel territorio di Rozzano è entrato in funzione nel 1988.

Di proprietà della TASM SpA esso è attualmente gestito dalla AMIACQUE SpA e tratta i reflui prodotti nel Comune di Rozzano con una superficie occupata di ca. 15.000 mq.

L'impianto è alimentato da liquami costituiti all'incirca per il 55% da scarichi civili e per la restante aliquota da scarichi industriali calcolata in termini di AE.

Nella sua attuale configurazione il processo di depurazione avviene in base ad un tradizionale trattamento biologico a fanghi attivi, predisposto soprattutto per la rimozione del carico organico, con pretrattamenti meccanici e sedimentazione primaria a monte e sedimentazione finale a valle. La linea fanghi è costituita dalla fase di digestione anaerobica operante su due unità in serie con preispessimento a monte e disidratazione meccanica con centrifuga.

La planimetria dell'impianto è riportata nella (Fig. 4.110) e comprende anche l'ubicazione delle nuove opere di adeguamento in progetto. La (Fig. 4.111) è una veduta aerea.

La potenzialità nominale di progetto nella sua versione iniziale era di ca. 74.500 AE con una corrispondente portata giornaliera da trattare di 20.640 mc in tempo secco.

La nuova impostazione progettuale assegna all'impianto esistente una potenzialità di trattamento in volume di acqua da depurare giornalmente pari al 30% del complessivo refluo in arrivo. Lo stesso verrà comunque adeguato con interventi specifici mirati alla rimozione dell'azoto e del fosforo al fine di soddisfare i limiti imposti dalla normativa vigente.

Poiché sulla base delle rilevazioni eseguite nel corso del 2009, la portata media giornaliera effluente all'impianto risulta di ca. 42.000 mc/g, la ripartizione della stessa tra le opere attuali e quelle future risulterebbe rispettivamente di:

- 12.000 mc/g per l'attuale impianto;
- 30.000 mc/g per il futuro impianto.

LEGENDA	
	OPERE ESISTENTI CONFORMI E/O RISTRUTTURATE
	NUOVE OPERE
	OPERE DI PROGETTO
	PROGETTO DI RIFILTO (SOLLEVAZIONE E SEDIMENTAZIONE) E PROGETTO F2 DI SFILTO (SOLLEVAZIONE)
	GRIGLIATURA GROSSOLANA E FINA (SOSPENSIONE E OSSIDAZIONE)
	SOLLEVAMENTO INIZIALE (SOSPENSIONE E OSSIDAZIONE)
	DISSECCAMENTO/DOLETTURA ESISTENTE LINEA B
	SEDIMENTAZIONE PRIMARIA ESISTENTE LINEA B
	REATTORE BIOLÓGICO (NITRIFICAZIONE) LINEA B
	REATTORE BIOLÓGICO (NITRIFICAZIONE) LINEA B
	SOLLEVAMENTO RITORNO FANGHI E INSELA AGRATA LINEA B
	SEDIMENTAZIONE SECONDARIA LINEA B
	PROGETTO F2 DI SFILTO POSTNITRIFICAZIONE LINEA B
	POSTNITRIFICAZIONE LINEA B
	INNEBBIONE
	PROGETTO F1 DI CONFLUENZA NELLO SCORFO GENERALE IMPIANTO
	INNEBBIONE A RISALTO
	SOLLEVAMENTO FINALE E SCORFO IMPIANTO
	DISSECCAMENTO LINEA A (DENSIFICAZIONE)
	DISOLETTURA IN PROGETTO LINEA A (DENSIFICAZIONE)
	DISOLETTURA CHIMICO-FISICA LINEA A (DENSIFICAZIONE)
	SEDIMENTAZIONE PRIMARIA LINEA A (DENSIFICAZIONE)
	ORGANIZZAZIONE PRIMARIA LINEA A (DENSIFICAZIONE)
	REATTORE A MEMBRANE (NITRIFICAZIONE) LINEA A
	REATTORE A MEMBRANE (NITRIFICAZIONE) LINEA A
	REATTORE A MEMBRANE (ULTRAFILTRAZIONE) LINEA A
	SOLLEVAMENTO RITORNO FANGHI LINEA A
	SOLLEVAMENTO RITORNO INSELA AGRATA LINEA A
	STOCKAGGIO ADDEBITO PERMEATO LINEA A
	STOCKAGGIO ADDEBITO E RITORNO DI SEDE
	LOCALE POMPE ESTRAZIONE PERMEATO LINEA A
	LOCALE SOTTANTE LINEA A
	LOCALE TRASFORMAZIONE E SALA QUADRI GENERALI LINEA B
	CABINA ELETTRICA
	SOLLEVAMENTO FANGHI BIOLÓGICI DI SUPERO LINEA A
	SOLLEVAMENTO FANGHI PRIMARI LINEA B
	SOLLEVAMENTO FANGHI BIOLÓGICI DI SUPERO LINEA B
	LOCALE TRASFORMAZIONE E SALA QUADRI GENERALI LINEA B
	ESPOSIMETRO STRUTTO FANGHI PRIMARI
	ACCUMULO FANGHI BIOLÓGICI DI SUPERO
	SPICCIERICO STRUTTO
	STOCKAGGIO CLORURO FERROSO
	STOCKAGGIO ACQUA POTABILIZZATA E METANOLO
	ESISTENZA PRIMARIA
	ESISTENZA SECONDARIA
	ESISTENZA FANGHI
	CASOMETRO
	EDIFICIO MOTORI DIESEL
	CENTRALE TERMICA
	TORRE
	PALAZZINA UFFICI
	MACCHINA E LOCALI POMPE
	UNITÀ DI ABBATTIMENTO OZONO
	PIZZETTE DI MISURA
	LOCALE DI PROSECCAZIONE ANTICORROSIONE

4.17.2. Sezioni di trattamento

Attualmente l'impianto risulta così composto:

Linea acque:

- grigliatura grossolana (1 unità);
- grigliatura media (1 unità);
- sollevamento iniziale;
- dissabiatura / disoleatura (1 unità);
- sedimentazione primaria (2 unità);
- ossidazione biologica (2 unità);
- sedimentazione finale (2 unità).

Linea fanghi:

- pre-ispessimento (2 unità);
- digestione anaerobica (2 unità);
- disidratazione meccanica (2 unità).

Sinteticamente le stesse risultano così definite:

Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti su due linee
Grigliatura grossolana	Una unità di tipo meccanizzato, subverticale a pulizia automatica, luce 30 mm.
Grigliatura media	Due unità analoghe alla precedente con luce tra le barre di 15 mm.
Sollevario iniziale	Composto da 5 elettropompe sommergibili
Sedimentazione primaria	Due sedimentatori primari di forma circolare.
Dissabbiatura-disoleatura	Un manufatto longitudinale aerato con ponte raschiatore per raccolta sabbia e sistema di flottazione e separazione oli
Sedimentazione primaria	Composta da due bacini circolari in parallelo con carroponete radiale
Ossidazione biologica	Avviene su due bacini in parallelo muniti di turbine superficiali di aerazione per la sola rimozione del carico organico carbonioso
Sedimentazione finale	Composta da due bacini circolari in parallelo con carroponete radiale
Sezioni di trattamento	Descrizione opere esistenti su due linee
Preispessimento	Due unità con funzionamento a gravità
Digestione anaerobica	Due unità disposte in serie di cui solo la prima funziona come digestore riscaldato con ricircolo dei fanghi
Disidratazione meccanica fanghi	Avviene mediante una unità centrifuga ed un nastro pressa utilizzato solo con funzioni di riserva

4.17.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

In conformità al Regolamento Regionale n. 3/2006 lo scarico dell'impianto che una volta potenziato avrà una capacità di trattamento superiore a 100.000 AE, deve rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' ≥ 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	1	1
Ntot (mg/l)	10	10

Le caratteristiche dei reflui rilevate nel corso del 2009 sono indicate nella tabella che segue.

L'esame delle risultanze analitiche conferma la necessità di attivare progetti di adeguamento impiantistico in base ai programmi che TASM ha già definito e che hanno portato nell'ottobre del 2009 alla consegna dei lavori all'impresa appaltatrice assegnataria delle nuove opere.

4.17.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Gli interventi di adeguamento previsti comportano nuovi valori di potenzialità e precisamente:

- abitanti equivalenti serviti 115.000 ae;
- portata media liquami 40-45.000 mc/g;
- obiettivi di qualità delle acque trattate secondo d.lgs 152/2006 e r.r. n. 3/2006.

Figura. 4.111 - Foto aerea



Tabella. 4.49 - Medie mensili di BOD₅ - COD – SST - P_{TOT} - N_{TOT} - Anno 2009

Mesi	BOD ₅		COD		SST		P-TOT		N-TOT	
	in	out	in	out	in	out	in	out	in	out
Gennaio	235	19	641	39	540	25	4.9	1.0	26	14
Febbraio	455	26	1177	83	981	29	6.4	1.3	39	19
Marzo	400	24	1081	60	1219	22	5.7	2.1	34.2	17.7
Aprile	248	22	752	72	435	39	4.6	3.7	24.7	21.7
Maggio	248	21	480	55	205	17	6.1	4.12	24.3	16.3
Giugno	365	17	729	56	490	17	4.5	2.4	34.5	11
Luglio	271	14	909	48	350	10	3.4	2.7	17.8	7
Agosto	176	13	409	43	312	11	3.2	2.05	21	13
Settembre	166	19	377	49	131	16	3.7	2.5	22	9.5
Ottobre	137	25	327	66	140	14	3.7	2.2	25.5	16.5
Novembre	186	42	396	101	169	52	2.57	0.9	20.5	17
Dicembre	207	60	484	161	269	76	3.6	12.3	25	19

- Valori espressi in mg/l

I limiti allo scarico sono riportati nella tabella seguente con le relative scadenze temporali. Per il parametro SST è stato assunto un valore più restrittivo di 10 mg/l.

Parametro	U.M.	Valore attuale	Valore al 2016
SST	[mgSST/1]	35	10
BOD5	[mgO2/1]	25	10
COD	[mgO2/1]	125	60
Fosforo totale	[mgP/1]	1	1
Azoto totale	[mgN/1]	10	10
Escherichia coli	[UFC/100 ml]	5.000	5.000

Lo schema di processo delle nuove soluzioni impiantistiche prevede il trattamento dei liquami ripartito su due linee chiamate A e B.

In particolare la depurazione avverrà secondo le modalità qui sinteticamente descritte.

Linea acque:

Pretrattamenti meccanici su due linee di pari potenzialità e costituite la prima da:

- grigliatura grossolana;
- grigliatura fine;
- dissabbiatura e disolea tura;
- sedimentazione primaria.

E la seconda da:

- manufatto di testa del tipo a pacchi lamellari con funzioni congiunte di dissabbiatura, disoleazione e sedimentazione primaria.

Entrambe le linee saranno alimentate dalla stazione di sollevamento esistente.

Trattamenti biologici e di ottimizzazione dei reflui su due linee così distinte:

Linea B in grado di trattare il 30% della portata influente e costituita da:

- prede nitrificazione;
- ossidazione e nitrificazione;
- coprecipitazione del fosforo;
- decantazione;
- biofiltrazione;
- disinfezione finale.

Linea A in grado di trattare il 70% della portata influente e costituita da :

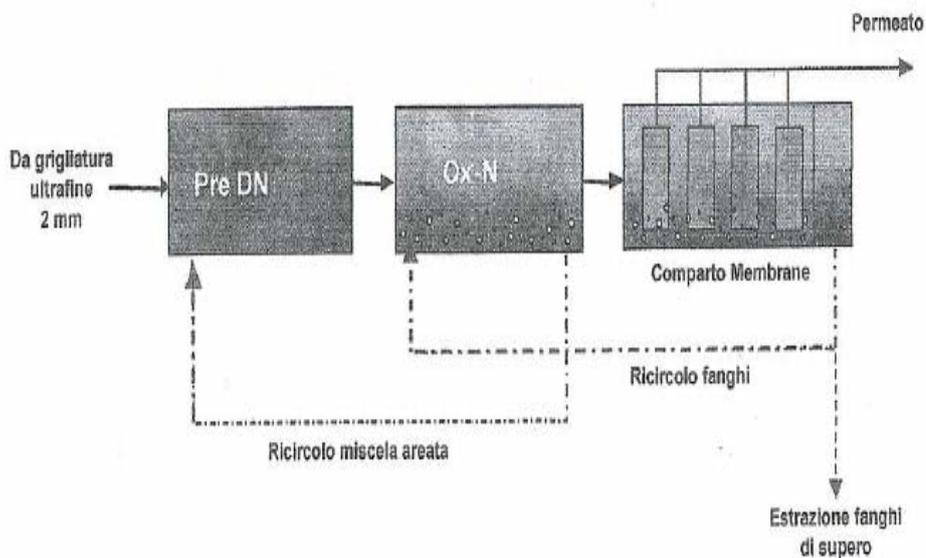
- sezione di grigliatura finissima;
- bioreattore a membrane cave MBR (Fig. 4.112) suddiviso su quattro sottolinee di processo a fanghi attivi disposte in parallelo ed operanti attraverso le fasi di denitrificazione, nitrificazione e co-precipitazione del fosforo.

La linea A sarà costituita da nuove sezioni d'impianto, mentre la linea B utilizzerà soprattutto le opere murarie esistenti, opportunamente ristrutturate, su cui inserire le componenti elettromeccaniche di nuova progettazione.

Linea fanghi:

- preispessimento ad addensamento statico operante sui fanghi primari;
- preispessimento ad addensamento dinamico destinato ai fanghi biologici;
- digestione anaerobica per entrambe le tipologie;
- postispessimento fanghi digeriti;
- disidratazione meccanica con centrifughe.

Figura. 4.112 - Schema Reattore MBR



4.17.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

Le attuali strutture impiantistiche, la cui prima realizzazione risale al 1988, non consentono di soddisfare le esigenze depurative dettate dalla vigente normativa regionale; va in aggiunta considerato l'incremento del carico idraulico passato da 20.640 mc/giorno (dato iniziale di progetto) ai 42.000 mc/giorno attuali.

Conseguentemente TASM ha avviato un programma di sostanziale rifacimento dell'impianto esistente, come descritto al par. 4.17.2, al fine di eliminare la persistenza delle criticità attuali.

Il progetto di ristrutturazione è improntato su due linee acque di differente concezione processistica. Si avranno in pratica due differenti impianti e precisamente:

- uno a fanghi attivi tradizionale con ossidazione e decantazione propria per il trattamento del 30% della portata e dei relativi carichi inquinanti derivato dalle opere esistenti (Linea B);
- uno di nuova concezione con il ricorso alla tecnologia MBR per il 70% della portata e dei carichi collegati (Linea A) meglio mirato alla riduzione dei fanghi prodotti.

Sul piano operativo si pone il problema di riomogeneizzare le frazioni di fango provenienti dalle linee A e B e trattarne i fanghi primari di entrambe in quanto provenienti da differenti sistemi di decantazione.

4.17.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	1.466.540
Produzione annua in secco 100%	% SST kgSS _T /anno	25+27 (v.m. 26) 381.300
Sistema di disidratazione	-	centrifughe con poliel.
Produzione procapite annua (riferita a 115.000 AE)	kgSS _T /AE x AE	3,3

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	1.466.540
Costo annuo totale	€/anno	117.323

4.17.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

La nuova linea in costruzione dimensionata per il 70% delle portate in arrivo ai sistemi MBR è in grado di favorire una certa riduzione della produzione di fanghi. In una fase successiva di lavoro, ovviamente in base ai risultati ottenuti, potrebbe essere valutata l'opportunità di integrare la linea con un processo di lisi enzimatica per potenziarne ulteriormente l'efficienza.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

4.18. Impianto di Locate T - Bacino Lambro

4.18.1. Situazione esistente

L'impianto è stato realizzato negli anni 2001-2002 in base ad un progetto di primo lotto previsto per una potenzialità di 60.000 AE da incrementare con una successiva futura fase di completamento delle opere sino ad una capacità di depurazione di 90.000 AE.

L'impianto di proprietà TASM SpA è attualmente gestito dalla AMIACQUE SpA e tratta i reflui civili ed industriali dei Comuni di Locate, Opera, Pieve Emanuele e della frazione Draghetto di Carpiano.

La carenza dei dati disponibili non ha consentito di individuare con precisione le aliquote dei reflui civili ed industriali assunte fase di progetto; le stesse sono state quindi quantificate sulla base di stime che attribuiscono ai reflui civili una presenza del 72% ca. sul volume totale degli scarichi avviati alla depurazione.

Nella sua attuale configurazione distribuita su di un'area di ca. 45000 mq, l'impianto dispone di processi di trattamento progettati per raggiungere limiti analitici allo scarico conformi al D. Lgs 152/99 ed è costituito dalle sezioni dei pretrattamenti meccanici, dei trattamenti biologici predenitrificazione ossidazione e nitrificazione, della sedimentazione finale, della filtrazione su quattro unità e della disinfezione. La linea fanghi comprende la stabilizzazione aerobica, l'ispessimento e la disidratazione meccanica.

Una foto aerea e la planimetria delle opere sono riportate nella (Fig. 4.113 e 4.114).

Figura. 4.113 - Planimetria



Figura. 4.114 Planimetria



L'attuale quadro operativo risulta quindi il seguente:

	Dati di progetto	Dati di esercizio
- Abitanti equivalenti totali AE	60.000	50.000
- frazione liquami civili	72%	
- portata media giornaliera	21.410 mc	18.000-24.000 mc
- portata di calcolo in mc/h	1.614	

4.18.2. Sezioni di trattamento

L'impianto risulta oggi così strutturato:

Linea acque:

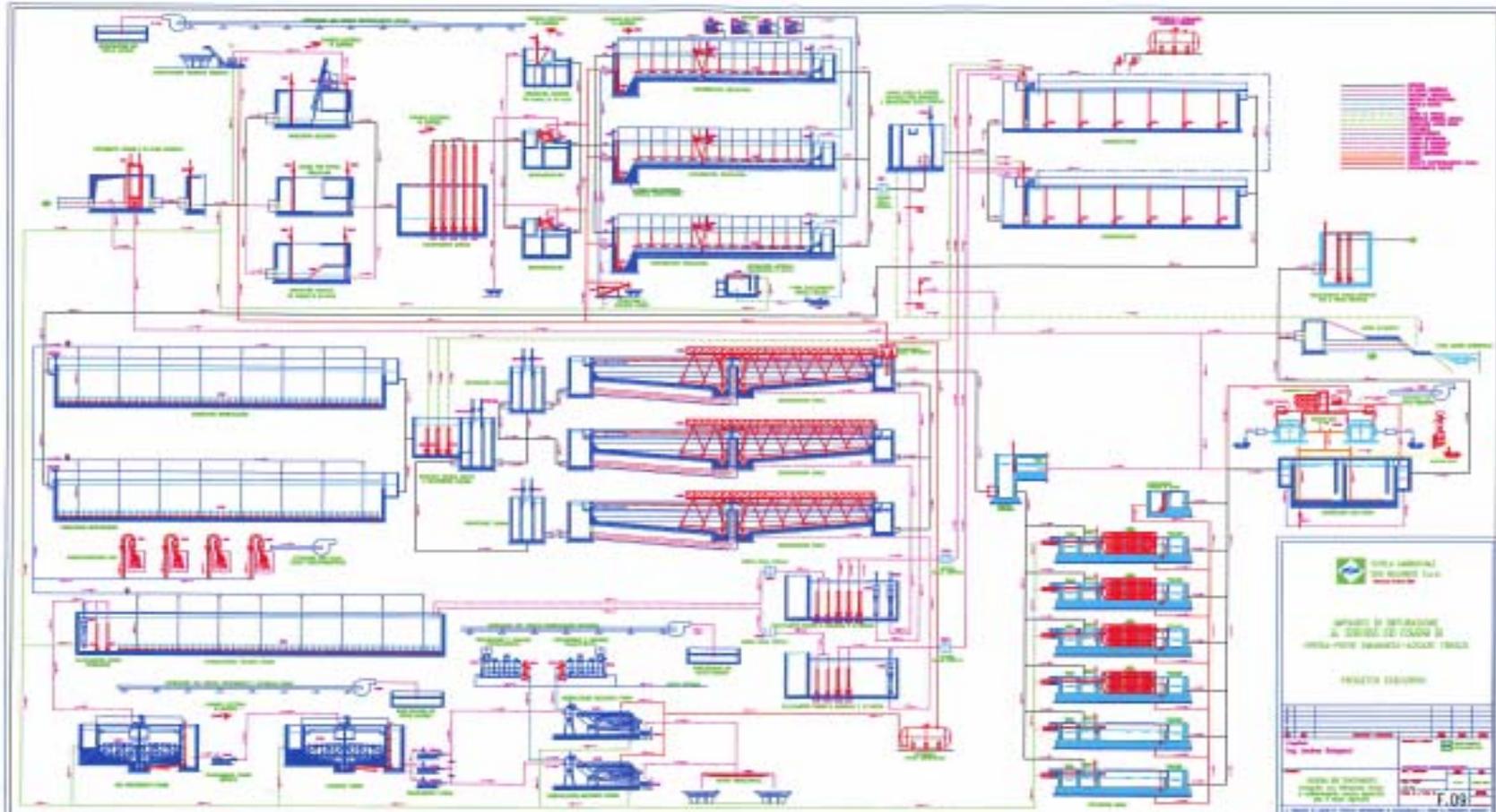
- grigliatura grossolana meccanizzata, posta a monte del sollevamento iniziale, composto da una griglia ad azionamento idraulico più una manuale di riserva;
- sollevamento iniziale del liquame realizzato mediante 5 pompe sommergibili;
- stacciatura fine con stacci rotanti da 2 mm di luce libera, più una griglia manuale di bypass per le condizioni di emergenza;
- dissabbiatura-disoleatura su tre bacini combinati del tipo aerato longitudinale; un quarto bacino è predisposto per il potenziamento futuro;
- trattamento di predenitrificazione su due vasche da 1.850 mc, equipaggiate con 6 mixer ognuna;
- trattamento di ossidazione-nitrificazione a fanghi attivi su due bacini di 3.880 mc ciascuno, dotati di sistemi di aerazione per insufflazione a bolle fini con diffusori;
- sedimentazione finale su tre vasche a flusso radiale da 35 m di diametro;
- filtrazione finale, costituita da quattro elementi, ciascuno composto da 20 dischi a tele filtranti aventi fori di passaggio di 20 micron;
- stazione di post-precipitazione per la rimozione del fosforo con dosaggio di cloruro ferrico;
- disinfezione finale dell'effluente, mediante ozono operante in vasca di contatto da 500 mc.

Linea fanghi:

- digestione aerobica del fango di supero in vasca aerata da 3.880 mc utili, analoga a quelle di ossidazione biologica;
- ispessimento ed accumulo a gravità del fango digerito in due unità meccanizzate da 275 mc ciascuna;
- disidratazione meccanica dei fanghi ispessiti mediante due filtri pressa a nastro.

Lo schema di flusso è riportato nella (Fig. 4.115)

Figura. 4.115 - Schema di flusso



4.18.3. Qualità delle acque allo scarico e criticità dei valori analitici

Il Regolamento Regionale n. 3/2006 richiede che lo scarico dell'impianto avente potenzialità compresa tra 50.000 e 100.000 AE, debba rispettare i seguenti limiti alle scadenze indicate:

IMPIANTI DI POTENZIALITA' tra 50.000 e 100.000 AE		
Parametri	Limiti entro 31/12/2008	Limiti entro 31/12/2016
BOD ₅ (mg/l)	25	10
COD (mg/l)	125	60
SS (mg/l)	35	15
Ptot (mg/l)	2	1
Ntot (mg/l)	15	15

Le caratteristiche dei reflui in ingresso, nonché le performance dell'impianto in termini di valori degli inquinanti in uscita, sono indicate nella tabella che segue.

I dati si riferiscono alla media mensile dei valori rilevati nel corso dei controlli operati dal Gestore nel 2009.

L'esame delle risultanze analitiche sembra indicare la necessità di adeguamenti impiantistici, per rispettare i valori allo scarico prescritti dalla scadenza del 31.12.2016, solo per il fosforo in quanto gli altri parametri non presentano indici analitici critici.

Tabella. 4.50 - Medie mensili di BOD₅ - COD - SST - P_{TOT} - N_{TOT} - Anno 2009

Mesi	BOD ₅		COD		SST		P-TOT		N-TOT	
	in	out	in	out.	in	out	in	out	in.	out
Gennaio	180	3	325	13	221	4	4.5	1.8	26	8
Febbraio	146	3	346	21	215	3	4	1.7	26	8.3
Marzo	214	4	458	13	265	7	4.6	1.5	31	7.5
Aprile	80	2	103	22	76	4	5.6	1.7	25	6
Maggio	172	4	232	20	109	6	3	0.8	23	8.5
Giugno	126	4.6	222	17.6	96,5	3.2	3	1.2	20,4	7
Luglio	97	4.8	161	49	77	5	1.87	0.9	16	8
Agosto	103	4	184	21	97	5	2	1.3	13	5.5
Settembre	100	4	176	21	99	5	2.3	0.98	19.6	7.6
Ottobre	142	7	282	26	136	6	2.6	0.9	27	11
Novembre	127	4	255	22	134	5	2.9	0.75	24.2	9
Dicembre	120	5	234	21	115	5	2.9	0.9	24.3	8.3

- Valori espressi in mg/l
- Valori in ingresso: in.
- Valori in uscita: us

4.18.4. Sviluppi progettuali previsti e/o programmati

Nell'ambito di TASM non sono al momento previsti progetti specifici di adeguamento delle opere depurative.

Sarebbe comunque intenzione di eseguire il trattamento futuro di disinfezione delle acque depurate mediante dosaggio di acido peracetico in sostituzione dell'attuale processo di ozonizzazione.

4.18.5. Ipotesi di possibili interventi finalizzati alla minimizzazione dei fanghi - Criticità rilevate

L'impianto ha raggiunto a regime una potenzialità di trattamento che risulta inferiore per quanto riguarda il carico idraulico a quella di progetto.

I monitoraggi analitici del 2009 confermano che solo il fosforo presenta saltuariamente una certa criticità di valori allo scarico riferiti alla scadenza del 2016.

Ne consegue che solo per tale parametro potrebbero prevedersi interventi di upgrading ed altri di ottimizzazione operativa, anche per quanto riguarda l'impiego di acido peracetico in fase di disinfezione finale.

La linea fanghi, impostata sulla stabilizzazione aerobica può presentare una certa criticità sotto il profilo dell'impatto ambientale considerata la presenza di abitazioni e di altre attività industriali.

4.18.6. Fanghi prodotti e costi di smaltimento

a) produzione fanghi

Produzione annua	in kgSS _T /anno	2.084.774
Produzione annua in secco 100%	% SST	22
Sistema di disidratazione	kgSS _T /anno	458.650
Produzione procapite annua (riferita a 145.000 AE)	-	nastro pressa con poliel.
	kgSS _T /AE x AE	9,2

b) costi di smaltimento

Costo specifico incluso trasporto	€/ton	80
Produzione annua	kgSS _T /anno	2.084.774
Costo annuo totale	€/anno	166.781

4.18.7. Le soluzioni tecnologiche TRF: riflessioni sulle possibilità di un loro inserimento operativo

Le caratteristiche di quest'impianto si riassumono nei seguenti punti:

- frazione industriale in arrivo stimata attorno al 30 %;
- ciclo biologico completo di nitrificazione e denitrificazione con la sola esigenza di rientrare nei limiti per il fosforo per il 2016;
- linea fanghi predisposta sulla stabilizzazione aerobica e quindi adattabile in futuro, in un'ottica migliorativa, all'inserimento eventuale dei cicli alternati c.a. su entrambe le linee, acqua e fanghi, i cui risultati operativi sono stati richiamati in precedenza al par. 3.4.2.

Fonti

Le informazioni e la documentazione tecnica riportate nel presente paragrafo sono stati acquisiti nel corso di sopralluoghi e contatti avuti con i gestori dell'impianto (vedasi il relativo allegato delle visite effettuate nel corso della ricerca).

Ulteriori documentazioni sono state inoltre direttamente recepite da specifiche fonti e data base regionali.

Capitolo 5

Valutazioni di fattibilità ed analisi costi - benefici delle applicazioni di tecnologie innovative agli impianti esistenti

5.1. Riscontri preliminari

Il lavoro di analisi e sviluppo degli argomenti fin qui trattati ha permesso di acquisire dati ed informazioni in grado di fornire adeguate risposte ai temi che la ricerca si propone e di cui è utile riassumerne sin d'ora sinteticamente alcune risultanze significative e più correlate ai contenuti di questo Capitolo.

Ci si riferisce in particolare ai seguenti punti:

- numerose tecnologie innovative quali le TRF sono da diversi anni attive sul mercato, realizzate su scala reale e confermano numerosi vantaggi operativi quali una sensibile riduzione nella produzione dei fanghi, un notevole incremento dell'energia da biogas offrendo congiuntamente soluzioni progettuali di minori dimensioni e costi soprattutto se di nuova realizzazione
- tali risultati sono tra l'altro diffusamente richiamati nella bibliografia e nella letteratura specializzata ad ulteriore conferma delle performances riguardanti le realtà impiantistiche in attività;
- le risultanze positive richiamate sussistono anche per gli impianti esistenti, con la precisazione che la scelta delle TRF è condizionata dalla tipologia, dalle caratteristiche e dalle dimensioni dell'impianto in cui la stessa andrebbe inserita;
- le tecnologie TRF sono applicabili ad entrambe le filiere di trattamento, in funzione delle esigenze operative e dei risultati attesi, quali la linea acque e la linea fanghi;
- sul piano della valenza economica la scelta di una determinata TRF comporta evidentemente una attenta considerazione preliminare degli oneri di investimento i cui tempi di ritorno dipendono molto, tra l'altro, dalla forma di smaltimento in atto presso l'impianto;
- gli interventi di adeguamento sugli impianti in esercizio collegati alla scadenza del 2016 (R.R. n. 3), siano essi ancora in fase progettuale o già in fase realizzativa, possono opportunamente considerarsi come percorsi paralleli conciliabili con l'inserimento eventuale di TRF soprattutto se l'adeguamento si trova allo stato progettuale.

- per quanto riguarda l'indice unitario di produzione del fango espresso come Kg.sostanza secca / AE x anno, risultano sensibili differenze in meno tra i valori riscontrati sugli impianti oggetto della ricerca e le stime riportate sia nelle pubblicazioni regionali che in vari riferimenti bibliografici e di letteratura a livello europeo.

I motivi di tali discordanze sono vari e complessi a partire dal fatto che i dati regionali e di letteratura riportano spesso intervalli di valori min-max ed indicano inoltre valori medi desunti da situazioni ed impianti tra loro difficilmente comparabili in un quadro di sintesi generale non sempre facile né esaustivo.

Inoltre sulla base dei riscontri diretti e delle informazioni acquisite nel corso della ricerca si può considerare a livello operativo anche un insieme di fattori che più frequentemente concorrono a creare condizioni di esercizio alterate o mutevoli e quindi produzioni di fango altrettanto variabili ed anomale.

Si tratta di situazioni dovute principalmente a:

- carichi in ingresso mediamente bassi (infiltrazioni di acque di falda, imperfetta tenuta dei collettori, ecc.);
- impianti attualmente sottoalimentati rispetto ai dati di progetto iniziali;
- trascinarsi dei solidi sospesi per effetto dei by-pass e degli sfioratori nei periodi transitori di pioggia con frequenze non trascurabili;
- diffusa assenza di unità di filtrazione finale;
- fenomeni di bulking;
- obsolescenza di determinate componenti impiantistiche nelle sezioni di processo.

Nella (Tab. 5.51) sono indicate le quantità di fango prodotte in ciascuno dei 18 impianti presi in esame; nella (Tab. 5.52) sono viceversa riportati i costi di smaltimento finale acquisiti presso i gestori e già evidenziati nel cap. 4. A detti costi vanno aggiunti gli oneri di disidratazione gravanti sulle linee fanghi ed inclusi nella voce B7 delle tabelle riferite alle valutazioni di fattibilità delle singole tecnologie.

Tabella. 5.51 - PRODUZIONE FANGHI

Impianto (Bacino)	Produzione annua Fango ^{disidratato} kg/anno	Secco al 100% kg/anno	Produzione x A.E. di secco al 100% kg/anno	
1	Pero (Olona)	4.019.900 al 35 %	1.406.965	9,7
2	Canegrate (Olona)	2.961.480 al 35 %	1.036.518	12
3	Caronno Pertusella (Olona)	5.767.440 al 25 %	1.441.860	8,2
4	Olgiate Olona (Olona)	3.036.180 al 18,5 %	561.693	11,08
5	Varese (Olona)	2.919.110 al 19 %	554.630	11,6
6	Bulgarograsso (Olona)	3.195.300 al 20 %	639.060	10,8
7	Origgio (Olona)	1.264.300 al 20 %	244.010	8,7
8	Parabiago (Olona)	2.262.490 al 17 %	384.623	14,2 (*)
9	Bresso (Seveso)	7.018.920 al 25 %	1.754.730	9,2
10	Carimate (Seveso)	2.599.000 al 26 %	675.740	10,1
11	Fino Mornasco (Seveso)	4.218.250 al 20 %	846.252	13,9 (*)
12	Mariano Comense (Seveso)	1.760.750 al 29 %	510.629	9,4
13	Merone (Lambro)	6.000.000 al 25 % 1.500.000 al 92 %	1.500.000	15 (**)
14	Assago (Lambro)	1.882.920 al 26 %	489.559	4,2
15	S.S. Giovanni (Lambro)	2.064.600 al 26 %	536.796	5,8
16	Settala (Lambro)	1.443.720 al 25 %	360.930	8,5
17	Rozzano (Lambro)	1.446.540 al 26 %	381.300	3,3
18	Locate Triulzi (Lambro)	2.084.744 al 22 %	458.658	9,2

(*) Tali valori risultano maggiori dei valori analoghi indicati in tabella per gli altri impianti. Tale apparente anomalia può dipendere dall'assenza della fase di digestione e dalla presenza della corrispondente aliquota di fanghi SV non stabilizzata.

(**) L'indice unitario dei fanghi apparentemente elevato potrebbe dipendere da una effettiva necessità di nuovi interventi gestionali e di un upgrade generale

Tabella. 5.52 - COSTI DI SMALTIMENTO FINALE

IMPIANTO	PRODUZIONE FANGHI kg/anno	COSTI SMALTIMENTO €/anno
1	4.019.900 al 35 %	321.592
2	2.961.480 al 35 %	236.918
3	5.767.440 al 25 %	738.176
4	3.036.180 al 18,5 %	303.618
5	2.919.110 al 19 %	291.911
6	3.195.300 al 20 %	280.607
7	1.264.300 al 20 %	126.430
8	2.262.490 al 17 %	180.999
9	7.018.920 al 25 %	561.500
10	2.599.000 al 26 %	259.900
11	4.218.250 al 20 %	370.513
12	1.760.790 al 29 %	125.016
13	6.000.000 al 25 % .630.435 al 92 % (*)	114.945
14	1.882.920 al 26 %	150.633
15	2.064.600 al 26 %	268.398
16	1.443.720 al 25 %	187.683
17	1.446.540 al 26 %	117.323
18	2.084.744 al 25 %	166.781

(*) previo essiccamento

5.2. Espressioni della fattibilità

Le valutazioni al riguardo sono state condotte per ciascuna tecnologia presa in esame, secondo criteri meglio rispondenti alla tipologia della stessa ed alla completezza o meno dei dati tecnico-economici acquisiti. I criteri adottati hanno portato alla espressione dei risultati mediante l'ausilio di schede esplicative e di compendio ma solo per alcune tecnologie quali:

- l'ozonolisi;
- la disgregazione meccanica;
- i cicli alternati (linea acque e linea fanghi);
- la biolisi enzimatica;
- il processo Cannibal;
- termolisi/Cambi.

Per ciascuna tecnologia sono stati considerate tre condizioni di esercizio riferite ciascuna ad una produzione unitaria di 8, 12 e 16 kgss/AE x anno. In tal modo è stato possibile coprire soddisfacentemente il range produttivo dei fanghi offerto dai dati impiantistici e dalle stime rilevate in ambito regionale.

Tra l'altro la rappresentazione tabellare consente di evidenziare con semplicità i dati e le risultanze di fattibilità facilitando la lettura e le comparazioni dei valori riportati.

Al riguardo sono opportune comunque alcune precisazioni sul criterio di compilazione seguito.

Considerate le numerose variabili che incidono sulla formazione dei costi (unitari) di smaltimento e nell'intento di evitare un eccessivo impegno interpretativo di dette variabili, nella elaborazione delle schede di fattibilità ci si è riferiti ad un valore medio di costo unitario (voce B7) pari a 130 €/ton in quanto esso appare, sulla base dei dati di mercato acquisiti, come l'indice meglio rispondente e più vicino alle realtà dello stesso che presenta, come noto, ricorrenti fluttuazioni.

Ciò consente quindi di individuare con buona approssimazione il livello di fattibilità di ciascuna TRF.

Qualora determinate situazioni di mercato indirizzassero viceversa a valori dell'indice minori di 130 €/ton lo schema tabellare mantiene la sua validità consentendo di derivare egualmente le relative comparazioni sino ai valori terminali di IF e Pay-back.

Per quanto riguarda le restanti due tecnologie delle otto prese in esame e precisamente:

- l'ossidazione ad umido;
- i reattori MBR.

La maggiore complessità delle stesse e le numerose variabili di processo presenti a livello tecnico, economico e gestionale, non hanno consentito di sviluppare un percorso altrettanto semplificativo da tradurre in quadri di sintesi.

Per ciascuna di queste tecnologie la fattibilità viene quindi valutata secondo criteri e percorsi differenti.

5.2.1. .Ossidazione ad umido

Per tale tipologia impiantistica esiste una dimensione operativa al di sotto della quale vengono meno le convenienze tecnico-economiche di buon esercizio.

Nel presente studio è stato preso in considerazione soltanto l'impianto di Rovereto (TN) di cui si riporta nella tabella allegata uno schema di fattibilità riferibile pertanto ad unità di dimensioni medio grandi.

5.2.2. MBR

Come già richiamato in precedenza la particolare tecnologia del MBR non si presta ad una facile quantificazione schematica dei costi relativi alla sola riduzione dei fanghi.

L'impiego del MBR va visto infatti soprattutto come intervento di revamping e/o upgrading come già illustrato nei capitoli precedenti ed in particolare nel Capitolo 3.

Pur tenuto conto che la particolarità dei processi con reattori a membrane genera indirettamente una ridotta produzione dei fanghi (5÷10 %) resta prioritario il significato di upgrading da associare a questa tecnologia.

5.3. Significato economico del costo evitato

Poiché ad una minore produzione di fanghi considerata su base annuale, corrisponde un minor costo complessivo di smaltimento degli stessi, il termine di costo di fango non prodotto equivale a quello di costo evitato (C_{ev}) e quindi a un risparmio realizzato (RL) nell'arco dell'anno.

Sussiste pertanto l'equivalenza economica data da:

$$\mathbf{Risparmio\ lordo\ (RL) = Costo\ evitato\ (C_{ev})}$$

Tuttavia poiché le tecnologie applicate al ciclo di depurazione hanno evidentemente un loro costo gestionale C_T , il risparmio netto RN realizzabile risulta in effetti:

$$RN = RL - C_T = C_{ev} - C_T$$

da cui:

$$\frac{R_N}{C_{ev}} = 1 - \frac{C_T}{C_{ev}} = IF \quad (\text{indice di fattibilità})$$

Nel caso ipotetico di una tecnologia a costo zero il limite ottimale del rapporto RN/Cev risulterebbe $IF = 1$.

In realtà IF varia tra 0 e 1. Quanto minore risulta C_T (sono al riguardo determinanti la tipologia della tecnologia adottata ed il tempo tecnico di ammortamento della stessa) e maggiore C_{ev} (analogamente risultano importanti le modalità dello smaltimento finale) IF tende ovviamente a valori che di più si approssimano a 1. Nel caso opposto la tendenza sarà viceversa per valori che si avvicinano allo zero. È quindi immediato il significato economico di IF e della conseguente possibilità di individuare rapidamente la convenienza o meno delle singole tecnologie quanto più detto indice è alto. All'indice IF è utile infine associare un secondo parametro quale il tempo di ritorno dell'investimento (pay-back), per meglio precisare la fattibilità tecnologica di una determinata scelta. Nella determinazione del pay-back non sono stati considerati gli eventuali oneri finanziari associati alle diverse modalità degli investimenti e che comunque non ne alterano sostanzialmente il valore.

Detti parametri sono esplicitati in calce alle tabelle dedicate alle singole tecnologie sopra richiamate.

Le considerazioni esposte sono rappresentabili anche sotto forma di diagrammi che illustrano su base annua in termini esemplificativi la tendenza a variare dell'indice IF in relazione alle variabili di riferimento.

Figura. 5.116 - Andamento tendenziale di IF in funzione della potenzialità d'impianto (Ozonolisi)

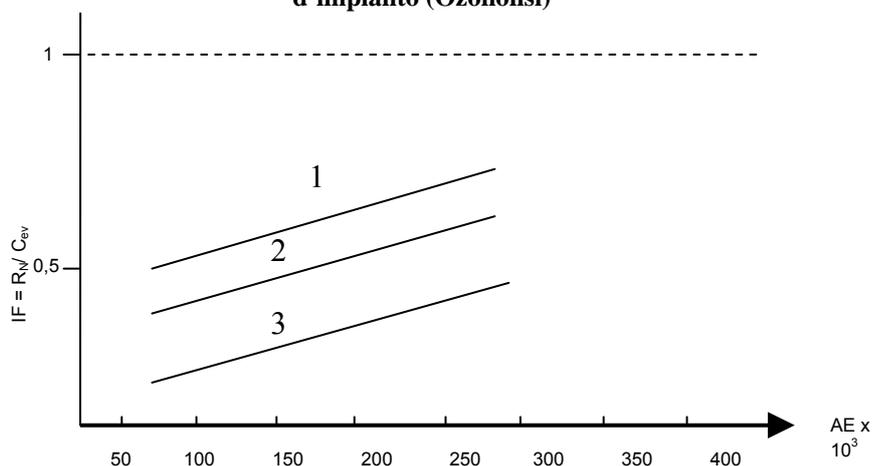
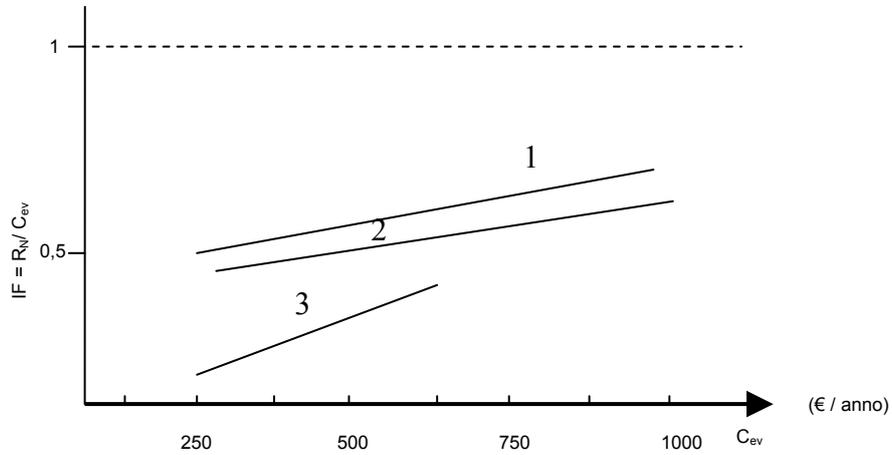


Figura. 5.117 - Andamento tendenziale di IF in funzione del costo evitato C_{ev} (Ozonolisi)



- Curva 1 - Produzione fango 16 kgSS/AE x anno
- Curva 2 - Produzione fango 12 kgSS/AE x anno
- Curva 3 - Produzione fango 8 kgSS/AE x anno

Figura. 5.118 - Andamento tendenziale di IF in funzione della potenzialità d'impianto (Cambi)

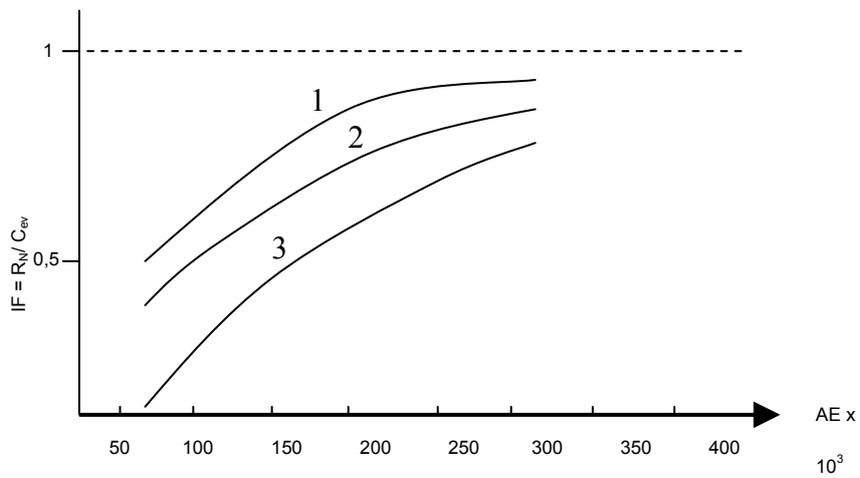
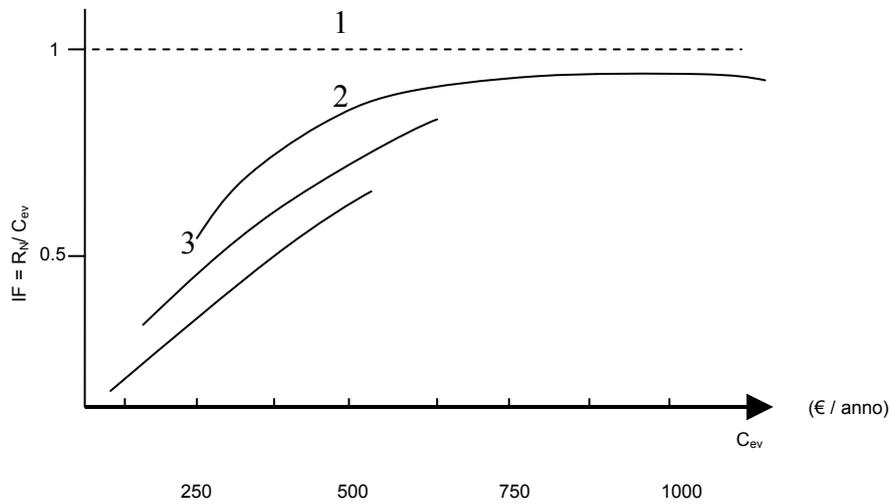


Figura. 5.119 - Andamento tendenziale di IF in funzione del costo evitato C_{ev} (Cambi)



- Curva 1 - Produzione fango 16 kgSS/AE x anno
- Curva 2 - Produzione fango 12 kgSS/AE x anno
- Curva 3 - Produzione fango 8 kgSS/AE x anno

Figura. 5.120 - Andamento tendenziale di IF in funzione della potenzialità d'impianto (Cannibal)

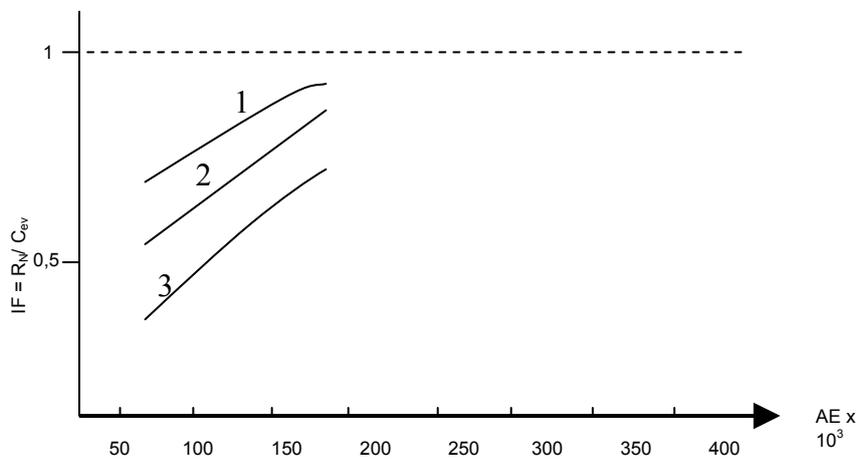
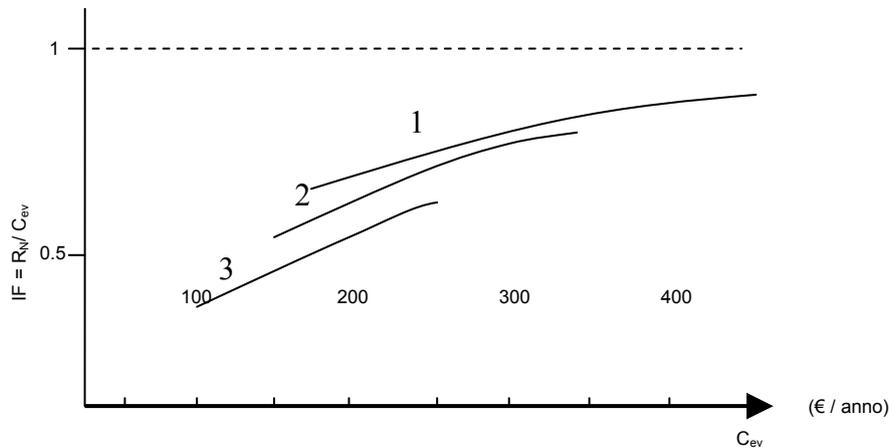


Figura. 5.121 - Andamento tendenziale di IF in funzione del costo evitato C_{ev} (Cannibal)



Curva 1 - Produzione fango 16 kgSS/AE x anno
 Curva 2 - Produzione fango 12 kgSS/AE x anno
 Curva 3 - Produzione fango 8 kgSS/AE x anno

Ciascuno dei grafici è riproducibile in base ai dati riportati nelle schede di fattibilità di ciascuna tecnologia in funzione sia della capacità operativa dell'impianto sia della produzione unitaria di fanghi individuata (kgSS/AE anno). Per ogni tecnologia si rendono disponibili pertanto tre serie di curve di fattibilità di rapida lettura correlabili alle variabili economiche di riferimento.

Nella definizione del costo C_{ev} dei fanghi non prodotti (risparmio lordo) si sono considerate le due componenti di tale onere e precisamente i costi operativi della disidratazione presenti sulla linea fanghi ed i costi dello smaltimento finale.

Infatti gli oneri legati ai metodi operativi e gestionali in atto presso gli impianti rappresentano una frazione non trascurabile del costo complessivo del fango prodotto ed includono voci significative tra cui l'energia, la mano d'opera, i reattivi chimici, l'ammortamento delle macchine e degli apparati elettromeccanici.

Va sottolineato che nella definizione dell'indice di fattibilità IF le variabili considerate sono riferite unicamente a voci di costo derivate dallo smaltimento dei fanghi.

Tale precisazione è opportuna qualora ci si trovi in presenza di alcune tecnologie, cicli alternati o disgregazione meccanica in particolare, il cui impiego introduce sensibili recuperi di energia elettrica e minori consumi di reattivi chimici (fosforo). In tali casi la formulazione di IF deve tenere conto, a rigore, anche della loro contabilizzazione economica che potrebbe portare tale indice a superare il valore di 1.

Ciò risulta evidente dalla riscrittura della formula precedente introducendovi il termine C_{rp} che considera opportunamente i risparmi aggiunti di energia elettrica e di processo.

In tal caso si ha pertanto:

$$R_N = R_L - C_T + C_{rp} = C_{ev} - C_T + C_{rp}$$

$$IF = \frac{R_N}{C_{ev}} = 1 + \frac{C_{rp}}{C_{ev}} - \frac{C_T}{C_{ev}}$$

Nelle applicazioni tecnologiche in cui $C_{rp} > C_T$, l'indice IF può risultare in effetti maggiore di 1 (vedasi tabelle seguenti).

Per le conclusioni di fattibilità si rimanda pertanto alla lettura delle sopra citate tabelle, ciascuna specifica per le tecnologie prese in esame.

FONTI

I dati e le tabelle del presente capitolo sono state elaborate dal Gruppo di ricerca sulla base delle informazioni e dei riscontri direttamente acquisiti in campo.

Tabella. 5.53 – Ozonolisi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		OZONOLISI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,3				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :	25,00%	(v.m.)		
Classi dimensionali impianti in AE x 10²		50 - 100	100 - 150	150 - 250	350	450
A						
1	Costi di investimento (€)	250.000	350.000	425.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	15	15	15		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	16.667	23.333	28.333		
4	Oneri gestionali (€/anno)	67.000	87.000	110.000		
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	83.667	110.333	138.333		
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	2.400	4.000	6.400		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	720	1200	1920		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	93.600	156.000	249.600		
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	93.600	156.000	249.600		
11	Costo tecnologico : A5	83.667	110.333	138.333		
12	Risparmio netto: B9 - A5	9.933	45.667	111.267		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,11	0,29	0,45		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	25,17	7,66	3,82		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.54 - Ozonolisi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		OZONOLISI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,3				
Produzione unitaria di fanghi:	12	kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :	25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	350	450
A						
1	Costi di investimento (€)	250.000	350.000	425.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	15	15	15		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	16.667	23.333	28.333		
4	Oneri gestionali (€/anno)	67.000	87.000	110.000		
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	83.667	110.333	138.333		
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	3.600	6.000	9.600		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1080	1800	2880		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	140.400	234.000	374.400		
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	140.400	234.000	374.400		
11	Costo tecnologico : A5	83.667	110.333	138.333		
12	Risparmio netto: B9 - A5	56.733	123.667	236.067		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,40	0,53	0,63		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	4,41	2,83	1,80		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.55 - Ozonolisi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		OZONOLISI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,3				
Produzione unitaria di fanghi:	16 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	350	450
A						
1	Costi di investimento (€)	250.000	350.000	425.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	15	15	15		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	16.667	23.333	28.333		
4	Oneri gestionali (€/anno)	67.000	87.000	110.000		
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	83.667	110.333	138.333		
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	4.800	8.000	12.800		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1440	2400	3840		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	187.200	312.000	499.200		
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	187.200	312.000	499.200		
11	Costo tecnologico : A5	83.667	110.333	138.333		
12	Risparmio netto: B9 - A5	103.533	201.667	360.867		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,55	0,65	0,72		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	2,41	1,74	1,18		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.56 - Disgregazione meccanica

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		DISGREGAZIONE MECCANICA		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,05				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)					180.000
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)					5
3	Oneri di ammortamento (€/anno)					36.000
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)					100.000
4.2	Compensi gestionali x recuperi energetici e di processo €/anno					80000 (1)
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)					56.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.					12.800
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)					130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)					640
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)					83.200
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9					83.200
11	Costo tecnologico : A5					56.000
12	Risparmio netto: B9 - A5					27.200
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9					0,33
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni					6,62

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Derivano da recuperi di processo (85% ENERGIA - 15% CHEMICALS)

Tabella. 5.57 - Disgregazione meccanica

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		DISGREGAZIONE MECCANICA		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,05				
Produzione unitaria di fanghi:	12	kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :	25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)					190.000
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)					5
3	Oneri di ammortamento (€/anno)					38.000
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)					100.000
4.2	Compensi gestionali x recuperi energetici e di processo €/anno					90000 (1)
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)					48.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.					19.200
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)					130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)					960
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)					124.800
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9					124.800
11	Costo tecnologico : A5					48.000
12	Risparmio netto: B9 - A5					76.800
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9					0,62
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni					2,47

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Derivano da recuperi di processo (85% ENERGIA - 15% BIOGAS)

Tabella. 5.58 - Disgregazione meccanica

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		DISGREGAZIONE MECCANICA		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,05				
Produzione unitaria di fanghi:		16	kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00% (v.m.)
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)					200.000
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)					5
3	Oneri di ammortamento (€/anno)					40.000
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)					100.000
4.2	Compensi gestionali x recuperi energetici e di processo €/anno					100000 (1)
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)					40.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.					25.600
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)					130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)					1280
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)					166.400
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9					166.400
11	Costo tecnologico : A5					40.000
12	Risparmio netto: B9 - A5					126.400
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9					0,76
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni					1,58

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Derivano da recuperi di processo (85% ENERGIA - 15% BIOGAS)

Tabella. 5.59 - Cicli Alternati acque

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CICLI ALTERNATI ACQUE		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,1				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	342.000	570.000			
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20			
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	17.100	28.500			
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)	37.500	62.500			
4.2	Compensi gestionali da recuperi energetici e di processo	57000 (1)	94000 (2)			
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)	-2.400	-3.000			
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	2.400	4.000			
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130			
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	240	400			
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	31.200	52.000			
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	31.200	52.000			
11	Costo tecnologico : A5	-2.400	-3.000			
12	Risparmio netto: B9 - A5	33.600	55.000			
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	1,08	1,06			
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	10,18	10,36			

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Derivano da recuperi di processo (85% ENERGIA - 15% CHEMICALS)

(2) Derivano da recuperi di processo (90% ENERGIA - 10% CHEMICALS)

Tabella. 5.60 - Cicli Alternati acque

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CICLI ALTERNATI ACQUE		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,1				
Produzione unitaria di fanghi:	12 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	342.000	570.000			
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20			
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	17.100	28.500			
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)	37.500	62.500			
4.2	Compensi gestionali da recuperi energetici e di processo	57000 (1)	94000 (2)			
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)	-2.400	-3.000			
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	3.600	6.000			
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130			
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	360	600			
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	46.800	78.000			
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	46.800	78.000			
11	Costo tecnologico : A5	-2.400	-3.000			
12	Risparmio netto: B9 - A5	49.200	81.000			
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	1,05	1,04			
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	6,95	7,04			

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Derivano da recuperi di processo (85% ENERGIA - 15% CHEMICALS)

(2) Derivano da recuperi di processo (90% ENERGIA - 10% CHEMICALS)

Tabella. 5.61 - Cicli Alternati acque

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CICLI ALTERNATI ACQUE		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,1				
Produzione unitaria di fanghi:	16 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :	25,00%	(v.m.)		
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	342.000	570.000			
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20			
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	17.100	28.500			
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)	37.500	62.500			
4.2	Compensi gestionali x recuperi energetici e di processo €/anno	57000 (1)	94000 (2)			
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)	-2.400	-3.000			
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	4.800	8.000			
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130			
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	480	800			
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	62.400	104.000			
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	62.400	104.000			
11	Costo tecnologico : A5	-2.400	-3.000			
12	Risparmio netto: B9 - A5	64.800	107.000			
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	1,04	1,03			
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	5,28	5,33			

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Derivano da recuperi di processo (85% ENERGIA - 15% CHEMICALS)

(2) Derivano da recuperi di processo (90% ENERGIA - 10% CHEMICALS)

Tabella. 5.62 - Cicli Alternati fanghi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CICLI ALTERNATI FANGHI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,35				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	420.000	680.000			
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20			
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	21.000	34.000			
4	Oneri gestionali diretti (€/anno)	37500	62500			
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)	58.500	96.500			
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	2.400	4.000			
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130			
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	686	1143			
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	89.180	148.590			
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	89.180	148.590			
11	Costo tecnologico : A5	58.500	96.500			
12	Risparmio netto: B9 - A5	30.680	52.090			
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,34	0,35			
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	13,69	13,05			

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.63 - Cicli Alternati fanghi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CICLI ALTERNATI FANGHI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,35				
Produzione unitaria di fanghi:	12 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	420.000	680.000			
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20			
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	21.000	34.000			
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)	37500	62500			
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)	58.500	96.500			
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	3.600	6.000			
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130			
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1029	1715			
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	133.770	222.950			
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	133.770	222.950			
11	Costo tecnologico : A5	58.500	96.500			
12	Risparmio netto: B9 - A5	75.270	126.450			
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,56	0,57			
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	5,58	5,38			

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.64 - Cicli Alternati fanghi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CICLI ALTERNATI FANGHI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,35				
Produzione unitaria di fanghi:	16 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	420.000	680.000			
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20			
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	21.000	34.000			
4.1	Oneri gestionali diretti (€/anno)	37500	62500			
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)	58.500	96.500			
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	4.800	8.000			
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130			
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1372	2286			
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	178.360	297.180			
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	178.360	297.180			
11	Costo tecnologico : A5	58.500	96.500			
12	Risparmio netto: B9 - A5	119.860	200.680			
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,67	0,68			
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	3,50	3,39			

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.65 - Biolisi enzimatica

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		EUROVIX		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,15				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	0	0	0	0	0
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	1	1	1	1	1
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	0	0	0	0	0
4	Oneri gestionali (€/anno)	32000	52000	73000	115000	165000
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	32.000	52.000	73.000	115.000	165.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	2.400	4.000	6.400	9.600	12.800
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130	130	130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	360	600	960	1440	1920
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	46.800	78.000	124.800	187.200	249.600
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	46.800	78.000	124.800	187.200	249.600
11	Costo tecnologico : A5	32.000	52.000	73.000	115.000	165.000
12	Risparmio netto: B9 - A5	14.800	26.000	51.800	72.200	84.600
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,32	0,33	0,42	0,39	0,34
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.66 - Biolisi enzimatica

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		EUROVIX		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,15				
Produzione unitaria di fanghi:	12 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	0	0	0	0	0
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	1	1	1	1	1
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	0	0	0	0	0
4	Oneri gestionali (€/anno)	45000	78000	110000	175000	250000
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	45.000	78.000	110.000	175.000	250.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	3.600	6.000	9.600	14.400	19.200
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130	130	130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	540	900	1440	2160	2880
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	70.200	117.000	187.200	280.800	374.400
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	70.200	117.000	187.200	280.800	374.400
11	Costo tecnologico : A5	45.000	78.000	110.000	175.000	250.000
12	Risparmio netto: B9 - A5	25.200	39.000	77.200	105.800	124.400
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,36	0,33	0,41	0,38	0,33
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.67 --Biolisi enzimatica

VALUTAZIONE DI FATIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		Biolisi Enzimatica		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,15				
Produzione unitaria di fanghi:	16 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	0	0	0	0	0
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	0	0	0	0	0
3	Oneri di ammortamento (€/anno)					
4	Oneri gestionali (€/anno)	65000	105000	150000	250000	350000
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	65.000	105.000	150.000	250.000	350.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	4.800	8.000	12.800	19.200	25.600
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130	130	130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	720	1200	1920	2880	3840
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	93.600	156.000	249.600	374.400	499.200
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	93.600	156.000	249.600	374.400	499.200
11	Costo tecnologico : A5	65.000	105.000	150.000	250.000	350.000
12	Risparmio netto: B9 - A5	28.600	51.000	99.600	124.400	149.200
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,31	0,33	0,40	0,33	0,30
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.68 - Cannibal

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CANNIBAL		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,3				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	750.000	950.000	1.200.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20	20		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	37.500	47.500	60.000		
4	Oneri gestionali (€/anno)	20000	25000	30000		
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	57.500	72.500	90.000		
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	2.400	4.000	6.400		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	720	1200	1920		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	93.600	156.000	249.600		
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	93.600	156.000	249.600		
11	Costo tecnologico : A5	57.500	72.500	90.000		
12	Risparmio netto: B9 - A5	36.100	83.500	159.600		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,39	0,54	0,64		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	20,78	11,38	7,52		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.69 - Cannibal

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CANNIBAL		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,3				
Produzione unitaria di fanghi:	12 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :		25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	750.000	950.000	1.200.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20	20		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	37.500	47.500	60.000		
4	Oneri gestionali (€/anno)	20000	25000	30000		
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	57.500	72.500	90.000		
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	3.600	6.000	9.600		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1080	1800	2880		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	140.400	234.000	374.400		
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	140.400	234.000	374.400		
11	Costo tecnologico : A5	57.500	72.500	90.000		
12	Risparmio netto: B9 - A5	82.900	161.500	284.400		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,59	0,69	0,76		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	9,05	5,88	4,22		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.70 --Cannibal

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		CANNIBAL		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,3				
Produzione unitaria di fanghi:	16	kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :	25,00%	(v.m.)	
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	750.000	950.000	1.200.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20	20		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	37.500	47.500	60.000		
4	Oneri gestionali (€/anno)	20000	25000	30000		
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	57.500	72.500	90.000		
B						
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.	4.800	8.000	12.800		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1440	2400	3840		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	187.200	312.000	499.200		
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	187.200	312.000	499.200		
11	Costo tecnologico : A5	57.500	72.500	90.000		
12	Risparmio netto: B9 - A5	129.700	239.500	409.200		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,69	0,77	0,82		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	5,78	3,97	2,93		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

Tabella. 5.71 - Termolisi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		IDROLISI TERMICA THP CAMBI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,15				
Produzione unitaria di fanghi:	8 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione (1):	25,00%	(v.m.)		
		Grado di disidratazione (2):	35,00%	(v.m.)		
Classi dimensionali impianti in AE x 10³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	2.000.000	2.000.000	2.000.000	2.300.000	2.300.000
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20	20	20	20
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	100.000	100.000	100.000	115.000	115.000
4	Oneri gestionali (5) (€/anno)	20000	18000	15000	30000	28000
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	120.000	118.000	115.000	145.000	143.000
B						
6	Produzione fanghi disidratati con Cambi (ton/anno) v.m.	1.457	2.429	3.886	5.829	7.771
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130	130	130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	943	1571	2514	3771	5029
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	122.590	204.230	326.820	490.230	653.770
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	122.590	204.230	326.820	490.230	653.770
11	Costo tecnologico : A5	120.000	118.000	115.000	145.000	143.000
12	Risparmio netto: B9 - A5	2.590	86.230	211.820	345.230	510.770
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,02	0,42	0,65	0,70	0,78
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	772,20	23,19	9,44	6,66	4,50

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Senza pretrattamento di idrolisi termica THP Cambi

(2) Con pretrattamento di idrolisi termica THP cambi; si stimano + 10 p.ti percentuali rispetto a disidratazione dopo digestione convenzionale

(3) Nei calcoli riportati nella tabella è stato considerato il valore medio per ogni range di potenzialità dell'impianto

(4) Comprensivo del costo delle opere elettromeccaniche del solo impianto di idrolisi termica THP Cambi

Andrebbe computato il risparmio nei costi di investimento derivante da: riduzione di 2-3 volte dei volumi di digestione necessari; rimozione della sezione di riscaldamento (i fanghi escono dal processo a ca. 100°C, a monte della digestione); riduzione delle sezioni di trattamento fanghi a valle della digestione (disidratazione)

(5) Il valore deriva dalla differenza degli oneri gestionali introdotti con l'impianto THP Cambi e la stima dei risparmi conseguibili a seguito dell'incremento di ca. il 50 % nella produzione di biogas

Si è altresì stimato il risparmio conseguibile dalla rimozione della sezione di riscaldamento digestore. Segnaliamo la possibilità di recupero termico dai fanghi in uscita impianto Cambi (ca 100°C)

Il risparmio conseguibile potrebbe inoltre essere maggiore nel caso di combinazione con impianto di cogenerazione. Una corretta valutazione può essere fatta solo analizzando progetto per progetto lo schema di processo dell'impianto.

Tabella. 5.72 - Termolisi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		IDROLISI TERMICA THP CAMBI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,15				
Produzione unitaria di fanghi:	12 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione (1):	25,00%	(v.m.)		
		Grado di disidratazione (2):	35,00%	(v.m.)		
Classi dimensionali impianti in AE x 10 ³		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	2.000.000	2.000.000	2.300.000	2.300.000	2.300.000
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20	20	20	20
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	100.000	100.000	115.000	115.000	115.000
4	Oneri gestionali (5) (€/anno)	20000	18000	30000	28000	25000
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	120.000	118.000	145.000	143.000	140.000
B						
6.1	Produzione fanghi disidratati al 25% (ton/anno) v.m.	3.600	6.000	9.600	14.400	19.200
6.2	Produzione fanghi disidratati con Cambi (ton/anno) v.m.	2.186	3.643	5.829	8.743	11.657
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130	130	130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1.414,29	2.357,14	3.771,43	5.657,14	7.542,86
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	183.857	306.429	490.286	735.429	980.571
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	183.857	306.429	490.286	735.429	980.571
11	Costo tecnologico : A5	120.000	118.000	145.000	143.000	140.000
12	Risparmio netto: B9 - A5	63.857	188.429	345.286	592.429	840.571
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,35	0,61	0,70	0,81	0,86
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	31,32	10,61	6,66	3,88	2,74

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Senza prerattamento di idrolisi termica THP Cambi

(2) Con prerattamento di idrolisi termica THP cambi; si stimano + 10 p.ti percentuali rispetto a disidratazione dopo digestione convenzionale

(3) Nei calcoli riportati nella tabella è stato considerato il valore medio per ogni range di potenzialità dell'impianto

(4) Comprensivo del costo delle opere elettromeccaniche del solo impianto di idrolisi termica THP Cambi

Andrebbe computato il risparmio nei costi di investimento derivante da: riduzione di 2-3 volte dei volumi di digestione necessari; rimozione della sezione di riscaldamento (i fanghi escono dal processo a ca. 100°C, a monte della

digestione); riduzione delle sezioni di trattamento fanghi a valle della digestione (disidratazione)

(5) Il valore deriva dalla differenza degli oneri gestionali introdotti con l'impianto THP Cambi e la stima dei risparmi conseguibili a seguito dell'incremento di ca. il 50 % nella produzione di biogas

Si è altresì stimato il risparmio conseguibile dalla rimozione della sezione di riscaldamento digestore. Segnaliamo la possibilità di recupero termico dai fanghi in uscita impianto Cambi (ca 100°C)

Il risparmio conseguibile potrebbe inoltre essere maggiore nel caso di combinazione con impianto di cogenerazione. Una corretta valutazione può essere fatta solo analizzando progetto per progetto lo schema di processo dell'impianto.

Tabella. 5.73 - Termolisi

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		IDROLISI TERMICA THP CAMBI		
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,15				
Produzione unitaria di fanghi:	16 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione (1):	25,00%	(v.m.)		
		Grado di disidratazione (2):	35,00%	(v.m.)		
Classi dimensionali impianti in AE x 10'		50 - 100	100 - 150	150 - 250	250-350	350-450
A						
1	Costi di investimento (€)	2.000.000	2.000.000	2.300.000	2.300.000	2.300.000
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)	20	20	20	20	20
3	Oneri di ammortamento (€/anno)	100.000	100.000	115.000	115.000	115.000
4	Oneri gestionali (5) (€/anno)	20000	18000	29000	25000	30.000
5	Costo totale A3 +A4 (€/anno)	120.000	118.000	144.000	140.000	145.000
B						
6.1	Produzione fanghi disidratati al 25% (ton/anno) v.m.	4.800	8.000	12.800	19.200	25.600
6.2	Produzione fanghi disidratati con Cambi (ton/anno) v.m.	2.914	4.857	7.771	11.657	15.543
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)	130	130	130	130	130
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)	1.885,71	3.142,86	5.028,57	7.542,86	10.057,14
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)	245.143	408.571	653.714	980.571	1.307.429
C	Analisi di confronto costi - benefici					
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9	245.143	408.571	653.714	980.571	1.307.429
11	Costo tecnologico : A5	120.000	118.000	144.000	140.000	145.000
12	Risparmio netto: B9 - A5	125.143	290.571	509.714	840.571	1.162.429
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9	0,51	0,71	0,78	0,86	0,89
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni	15,98	6,88	4,51	2,74	1,98

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) Senza pretrattamento di idrolisi termica THP Cambi

(2) Con pretrattamento di idrolisi termica THP cambi; si stimano + 10 p.ti percentuali rispetto a disidratazione dopo digestione convenzionale

(3) Nei calcoli riportati nella tabella è stato considerato il valore medio per ogni range di potenzialità dell'impianto

(4) Comprensivo del costo delle opere elettromeccaniche del solo impianto di idrolisi termica THP Cambi

Andrebbe computato il risparmio nei costi di investimento derivante da: riduzione di 2-3 volte dei volumi di digestione necessari; rimozione della sezione di riscaldamento (i fanghi escono dal processo a ca. 100°C, a monte della digestione); riduzione delle sezioni di trattamento fanghi a valle della digestione (disidratazione)

(5) Il valore deriva dalla differenza degli oneri gestionali introdotti con l'impianto THP Cambi e la stima dei risparmi conseguibili a seguito dell'incremento di ca. il 50 % nella produzione di biogas

Si è altresì stimato il risparmio conseguibile dalla rimozione della sezione di riscaldamento digestore. Segnaliamo la possibilità di recupero termico dai fanghi in uscita impianto Cambi (ca 100°C)

Il risparmio conseguibile potrebbe inoltre essere maggiore nel caso di combinazione con impianto di cogenerazione. Una corretta valutazione può essere fatta solo analizzando progetto per progetto lo schema di processo dell'impianto.

Tabella. 5.74 - Ossidazione ad umido

VALUTAZIONE DI FATTIBILITA'		TECNOLOGIA TRF PROPOSTA:		OSSIDAZIONE AD UMIDO			
Coefficiente di riduzione produzione fanghi :		0,7					
Produzione unitaria di fanghi:	11 kgSS/AE anno	Grado di disidratazione :	20,00%	(v.m.)	(1)		
		Grado di disidratazione uscita r	65,00%	(v.m.)			
Classi dimensionali impianti in AE x 10²		50 - 100	100 - 150	150 - 250	300	350-450	
A							
1	Costi di investimento (€)				6.000.000		
2	Tempo di ammortamento tecnico (anni)				20		
3	Oneri di ammortamento (€/anno)				300.000		
4	Oneri gestionali diretti (€/anno)				500000		
5	Costo totale A3 +A4.1 - A4.2 (€/anno)				800.000		
B							
6	Produzione fanghi disidratati (ton/anno) v.m.				16.500		
7	Costo unitario smaltimento fanghi (*) (€/ton)				130		
8	Minore quantità di fanghi prodotti (ton/anno)				14.977		
9	Costo complessivo di smaltimento evitato (€/anno)				1.947.010		
C	Analisi di confronto costi - benefici						
10	Costo evitato o risparmio lordo : B9				1.947.010		
11	Costo tecnologico : A5				800.000		
12	Risparmio netto: B9 - A5				1.147.010		
13	IF (Indice di Fattibilità): (B9 - A5)/B9				0,59		
14	Tempo di ritorno investimento (pay-back PB) anni				5,23		

(*) Sono compresi gli oneri di disidratazione, trasporto e smaltimento finale

(1) In origine

(2) Dopo il reattore (nuova tecnologia)

Capitolo 6

Considerazioni riepilogative e conclusive

A chiusura dei temi trattati e discussi nei capitoli precedenti, ed in particolare dei contenuti esposti nel precedente capitolo 5, si possono trarre le seguenti considerazioni conclusive.

1 Esiste certamente una gamma di tecnologie innovative TRF la cui applicazione, sia su impianti esistenti che vista in termini di nuova progettazione, può portare a sensibili riduzioni nella produzione dei fanghi e dei conseguenti oneri di smaltimento.

Tali tecnologie sono inseribili sia sulla linea acque che sulla linea fanghi di ciascun impianto.

2 Le tabelle conclusive riportano le valutazioni di fattibilità attribuibili a ciascuna tecnologia secondo criteri di lavoro che si avvalgono di una metodologia di analisi necessariamente semplificativa, ma non riduttiva, tenuto conto della eterogeneità del percorso valutativo che è stato tuttavia elaborato secondo una logica omogenea.

Sono infatti numerose le variabili operative il cui recepimento integrale avrebbe portato ad una eccessiva frammentazione di risultanze e sottocasi di difficile aggregazione finale soprattutto in una logica di interpretazione e di sintesi generale.

3 Nelle valutazioni di fattibilità ci si è pertanto attenuti a due categorie di riferimento quali:

- la dimensione degli impianti, espressa in termini di abitanti serviti;
- la produzione unitaria annua di fanghi, espressa in kg SS per abitante.

4 Tale riferimento è stato esplicitato per ogni tecnologia, a sua volta caratterizzata da un coefficiente specifico di riduzione fanghi, in una serie di tabelle che nel loro insieme costituiscono una maglia di ricerca delle soluzioni fattibili e consentono parimenti una rapida individuazione degli interventi più idonei.

5 I risultati della fattibilità vengono riassunti da due indici di sintesi che sono espressi da:

- IF, indice di fattibilità il cui valore conferma o meno il livello di convenienza della tecnologia in esame;
- PB, pay-back quale tempo di ritorno dell'investimento la cui associazione con l'indice precedente IF conferma complessivamente la valutazione di fattibilità.

6 Come già indicato nel capitolo 2 le diverse tipologie tecnologiche prese in esame si riferiscono ad applicazioni realizzate su scala reale e quindi supportata da referenze documentate .

7 Questo lavoro ha confermato tra l'altro quanto già a suo tempo individuato in una ricerca precedente (IReR, 2007) in relazione ai valori minimi di soglia dimensionale degli impianti al di sotto della quale non sussistono riscontri economici accettabili per l'applicazione delle TRF.

8 Un analogo limite alla convenienza di tali applicazioni risulta anche dalla presenza di bassi coefficienti di produzione fanghi inferiori a $8\div 10$ kgSS/AE x anno. Tali limiti sono evidenziabili dalla lettura delle tabelle di valutazione e risultano comunque variabili da tecnologia a tecnologia. Ciò comporta che una risposta generale a tale aspetto non è esprimibile in termini preliminari ma richiede viceversa un'analisi approfondita del caso preso in esame.

9 Nel corso degli incontri avuti con gli Enti gestori è risultato come la programmazione e l'avvio di interventi migliorativi e di up-grading sugli impianti sia sostanzialmente accomunabile con eventuali applicazioni delle TRF

10 Per quanto riguarda la realizzazione di TRF sulla linea fanghi , in presenza di impianti di dimensioni maggiori e di notevoli produzione di fanghi, si è constatato che oggi la tendenza europea più consolidata associa tale esigenza a tecnologie di tipo termo-meccanico quali la termolisi e la wet-oxidation, al fine di ottimizzare i risultati economici di tali unità ed in particolare di valorizzarne l'effetto scala.

Sembra quindi opportuno suggerire la creazione di un polo impiantistico unitario finalizzato ad una politica di smaltimento territoriale dei fanghi e opportunamente ubicato con criteri baricentrici.

11 Quale ultima considerazione è opportuno sottolineare come la quasi totalità degli impianti visitati operi attualmente con un carico inquinante in ingresso, verificato soprattutto in termini di abitanti equivalenti serviti, sicuramente inferiore ai dati previsti in fase pianificatoria e di progetto.

Evidentemente, quale conseguenza diretta di tale situazione, risulta una corrispondente minore produzione di fanghi in termini strettamente correlati ai minori carichi trattati.

Tabella. 5.75 - Confronto valutazione di fattibilità

Quadro di sintesi degli intervalli di applicazione																
Tecnologia TRF		50 - 100 AE x 10 ³			100 - 150 AE x 10 ³			150 - 250 AE x 10 ³			250 - 350 AE x 10 ³			350 - 450 AE x 10 ³		
		(*)	(**)	(***)	(*)	(**)	(***)	(*)	(**)	(***)	(*)	(**)	(***)	(*)	(**)	(***)
Ozonolisi	IF	0,11	0,40	0,55	0,29	0,53	0,65	0,45	0,63	0,72						
	PB	25,17	4,41	2,41	7,66	2,83	1,74	3,82	1,80	1,18						
Disgregazione Meccanica	IF													0,33	0,62	0,76
	PB													6,62	2,47	1,58
Cicli Alternati Acque	IF	1,08	1,05	1,04	1,06	1,04	1,03									
	PB	10,18	6,95	5,28	10,36	7,04	5,33									
Cicli Alternati Fanghi	IF	0,34	0,56	0,67	0,35	0,57	0,68									
	PB	13,69	5,58	3,50	13,05	5,38	3,39									
Biolisi Enzimatica	IF	0,32	0,36	0,31	0,33	0,33	0,33	0,42	0,41	0,40						
	PB	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00						
Processo Cannibal	IF	0,39	0,59	0,69	0,54	0,69	0,77	0,64	0,76	0,82						
	PB	20,78	9,05	5,78	11,38	5,88	3,97	7,52	4,22	2,93						
Termolisi	IF	0,02	0,35	0,51	0,42	0,61	0,71	0,65	0,70	0,78	0,70	0,81	0,86	0,78	0,86	0,89
	PB	772,20	31,32	15,98	23,19	10,61	6,88	9,44	6,66	4,51	6,66	3,88	2,74	4,50	2,74	1,98
Ossidazione ad umido	IF											0,59				
	PB											5,23				

(*) Produzione di 8 kgSS/AE x anno

(**) Produzione di 12 kgSS/AE x anno

(***) Produzione di 16 kgSS/AE x anno

Bibliografia

- Adams J. (2008), "Plant Design Hits the Jackpot. Biological treatment/solids removal system allows a California resort room to grow", in *Water & Wastes Digest*
- Amoruso E., Battistoni P., Boccadoro R., De Angelis A., Pezzoli S. (2001), *Tecnologie avanzate in impianti di piccola e grande taglia per la depurazione di acque reflue civili nella regione Marche*, Atti del convegno Strumenti legislativi e gestionali per il controllo della qualità delle acque (Ancona, 29 Marzo 2001)
- Battistoni E. M., Eusebi A. L., Battistoni P. (2009), *Impianti di depurazione di acque reflue urbane. Casi di studio nazionali di controllo di processo per la riduzione dei consumi energetici e la rimozione dei nutrienti*, Atti del convegno Ecomondo 2009 (Rimini, 12 Ottobre 2009)
- Battistoni P., Fatone F., Cola E., Pavan P. (2008), "Alternate cycles process for municipal WWTPs upgrading: Ready for widespread application?", in *I&EC Research - Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(13), pp. 4387-4393
- Battistoni E. M., Fatone F., Pavan P., Beltritti R., Raviola M. (2008), "Process control automation and remote on-line supervision: the strategy for wastewater treatment in an Italian piedmont", in *Water Science and Technology*, IWA Publishing 2008, 57(10) pp. 1571-7
- Battistoni P., Fatone F., Bolzonella D., Pavan P. (2006), "Full scale application of the coupled alternate cycles-membrane bioreactor (AC-MBR) process for wastewater reclamation and reuse", in *Water Practice and Technology*, IWA Publishing 2006, 1(4)
- Battistoni P., Fatone F., Bolzonella D., Pavan P., Battistoni E. M. (2006), *Full scale application of the coupled alternate cycles-membrane bioreactor (AC-MBR) process for wastewater reclamation and reuse*, Atti del convegno 5th IWA World Water Congress and Exhibition (Beijing, China, September 2006)
- Battistoni P., Fatone F., Cecchi F., Pavan P., Battistoni E. M. (2006), *Full scale MBR operating the alternate cycles: one year experiences and process validation*, Atti del convegno Ecomondo 2006 (Rimini, 8-11 Novembre 2006), Maggioli Editore, 2, pp. 180-186

- Battistoni E. M., Carletti G., Giroto P., Cola E. (2006), *Validation of the Alternate Cycles/MBR process for purpose in WWTPs*, Atti del convegno First Mediterranean Congress Chemical Engineering for Environment (Isola di San Servolo, Venezia, 4-6 October 2006), pp. 397-405
- Battistoni P., Boccadoro R., Bolzonella D., Marinelli M. (2004), "An alternate oxic-anoxic process automatically controlled. Theory and practice in a real treatment plant network", in *Water Science and Technology*, 48(11-12), pp. 337-344
- Battistoni P., Fatone F., Cellini R., Cecchi F. (2004), *Il processo a cicli alternati: sperimentazione in impianti reali e pilota per testare la fattibilità dell'upgrading di piccoli e grandi impianti di depurazione*, Atti del convegno GRICU 2004 (Ischia, 12-15 Settembre 2004)
- Battistoni P., Bolzonella D., Paradisi A., Vitiello G., Cecchi F. (2003), *Use of an automated alternated cycles process for the upgrading of large wastewater treatment plants: the experience of Viareggio-Italy*, Atti del convegno 9th Specialised Conference on Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants (Praha, Czech Republic, 1-4 September 2003)
- Battistoni P., De Angelis A., Boccadoro R., Bolzonella D. (2003), "An automatically controlled alternate oxic-anoxic process for small municipal wastewater treatment plants", in *I&EC Research - Industrial & Engineering Chemistry Research*, 42(3), pp. 509-515
- Battistoni P., Pezzoli S., Vitiello G., Fiaschi P., Vignali G. (2002), *I cicli alternati in reattore unico come mezzo di upgrading di un impianto di rimozione dei nutrienti. Il caso dell'impianto di Viareggio*, Atti del convegno Acque Reflue e Fanghi (Milano, 28 Febbraio 2002)
- Battistoni P., Boccadoro R., De Angelis A., Amoruso E. (2000), *The alternating oxic anoxic process automatically controlled. a way to obtain high performances and low energy costs in carbon and nitrogen biological removal*, Atti del convegno Symposium on sanitary and Environmental Engineering (Trento, 18-23 September 2000), pp 251-264
- Battistoni P., De Angelis A., Bolzonella D., Pavan P. (2000), *Il processo a cicli alternati in reattore unico. Una soluzione per le aree marginali del centro storico veneziano*, Atti del convegno Acque Reflue e Fanghi (Milano, 23 Febbraio 2000), pp 52-65.
- Battistoni P., De Angelis A., Pacini M., Robotti L. (1998), *Lo sviluppo sostenibile nella depurazione delle acque di scarico: la depurazione di qualità, l'organizzazione dei servizi al territorio, la visione integrata degli impianti di ambito, gli impianti efficaci per piccole comunità*, Atti del convegno Per una gestione di qualità del ciclo unico dell'acqua (Ancona, 16 Ottobre 1998), pp 25-46
- Bruculeri M., Bolzonella D., Battistoni P., Cecchi F. (2005), "Treatment of mixed municipal and winery wastewaters in a conventional activated sludge process: a case study", in *Water Science and Technology*, 51(1), pp. 89-98
- Carletti G., Fatone F., Cola E., Battistoni E. M. (2007), *A comparative study between multi-zone and alternating anoxic/aerobic MBRs for municipal wastewater treatment and reuse*, Atti del convegno 2nd IWA National

- Young Water Professionals Conference, Germany “Membrane Technologies for Wastewater Treatment and Reuse” (Berlin, 4-6-June 2007)
- Cecchi F., Battistoni P., Bolzonella D., Innocenti L. (2002), “Il ciclo integrato delle acque reflue e dei rifiuti: una soluzione per il sistema depurativo della laguna di Venezia”, in *GEA – Gestione, Economia e Ambiente*, pp. 66-79
- Datta T., Liu Y., Goel R. (2009), “Evaluation of simultaneous nutrient removal and sludge reduction using laboratory scale sequencing batch reactors”, in *Chemosphere*, pp. 697–705
- Easwaran S. P., Novak J. T., Doyle M. L. (2009), “Mechanism and Optimization of the Cannibal Process”, in *Water Environment Federation, WEFTEC 2009*, pp. 7164-7180(17)
- Engl K., E. Battistoni M., Troiani C., Cecchi F. (2008), *Fanghi di depurazione: le possibili soluzioni territoriali*, Atti del convegno International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering (Florence, 24-27 June 2008)
- Eusebi A. L., Nardelli P., Troiani C., Battistoni P. (2009), *An alternate oxic/anoxic process automatically controlled: the optimization of the N performances and the energy savings*, Atti del convegno IWA Specialized Conference on Nutrient Management in Wastewater treatment processes (Krakow – Poland, 6 - 9 September 2009)
- Eusebi A.L., Nardelli P., Gatti G., Battistoni P., Cecchi F. (2009), “From conventional activated sludge to alternate oxic/anoxic process: the optimisation of winery wastewater treatment”, in *Water Science and Technology*, IWA Publishing 2008, 60(4), pp. 1041-1048
- Eusebi A.L., Troiani C., Fatone F., Battistoni P. (2009), “Biological Nitrogen removal at high performances in platform for the treatment of industrial liquid wastes”, in *Chemical Engineering Transactions*, 17, pp. 239-244
- Eusebi A.L., Battistoni P., Cecchi F., Carletti G. (2008), *Il Processo a Cicli Alternati in reattore unico: un semplice telecontrollo locale e remoto per l’ottimizzazione delle prestazioni negli impianti di depurazione delle acque reflue*, Presentazione orale al convegno Ecomondo 2008 (Rimini, 13 Novembre 2008)
- Eusebi A. L., Carletti G., Cola E., Battistoni E. M. (2008), *Upgrading small WWTPs by alternating oxic/anoxic process: high performances, low consumptions and sludge reduction*, Atti del convegno GRICU 2008 (Le Castellane, Crotone, 14-17 Settembre 2008)
- Eusebi A. L., Carletti G., Fatone F., Battistoni P. (2008), *Il processo a Cicli Alternati in reattore unico: analisi delle maggiori applicazioni italiane in piena scala*, Atti del convegno International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering (Florence, 24-27 June 2008)
- Fatone F., Eusebi A. L., Cola E., Carletti G., Battistoni P. (2008), “Switching small WWTPs from extended to intermittent aeration: process behaviour and performances”, in *Water Science and Technology*, IWA Publishing 2008, 58(4), pp. 865-872
- Fatone F., Bolzonella D., Battistoni P., Cecchi F. (2005), “Removal of nutrients and micropollutants treating low loaded wastewaters in a membrane bioreactor operating the automatic alternated-cycles process”, in

- Desalination - The International Journal on the Science and Technology of Desalting and Water Purification*, 183(1-3), pp. 395-405
- Goel R. K., Noguera D. R. (2006), "Evaluation of Sludge Yield and Phosphorous Removal in a Cannibal Solids Reduction Process", in *Journal of Environmental Engineering*, ASCE, 132, pp. 1331-1337
- IReR (2007), *Sostenibilità ed evoluzione tecnologica nel sistema di depurazione Lombardo: il riutilizzo delle acque reflue e dei fanghi di depurazione*, Rapporto finale di ricerca, Milano
- Johnson B. R., Daigger G. T., Novak J. T. (2008), "Biological Sludge Reduction Process Modeling with Asm Based Models", in *Water Environment Federation*, WEFTEC 2008, pp. 4908-4917(10)
- Nardelli P., Battistoni E. M., Eusebi A. L., Battistoni P. (2010), *Best Management Practices in wastewater treatment: the territorial approach of the autonomous province of Trento*, Atti del convegno International IWA Conference on Sustainable solutions for small water and wastewater treatment systems - S2Small2010 (Girona, Catalonia, 19-22 April 2010)
- Nardelli P., Gatti G., Eusebi A. L., Battistoni P., Cecchi F. (2009), "Full scale Application of the Alternative Oxic/Anoxic Process: an overview", in *I&EC Research - Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48(7), pp. 3526-3532
- Nardelli P., Gatti G., Cecchi F., Battistoni E. M. (2008), "Upgrading small WWTPs in the Autonomous Province of Trento (Italy) by alternating oxic/anoxic process: a demonstration study", in *Water Science and Technology*, IWA Publishing 2008, 58(4), pp. 831-838
- Novak J. T., Chon D. H., Curtis B., Doyle M. (2007), "Biological Solids Reduction Using the Cannibal Process", in *Water Environment Research*, 79(12), pp. 2380-2386(7)
- Novak J. T., Chon D. H., Curtis B., Doyle M. (2006), "Reduction of Sludge Generation Using the Cannibal® Process: Mechanisms and Performance", in *Water Environment Federation*, Residuals and Biosolids Management 2006, pp. 1-10(10)
- Smith G. W. (2007), "Brand New Technologies Attract International Visitors. A wastewater plant's facelift reduces aeration power & solids, while improving effluent quality", in *Water & Wastes Digest*
- Troiani C., Battistoni P., Eusebi A. L., Fatone F. (2010), *Waste sludge reduction: a biological approach and performances in a real wastewater treatment plant*, Atti del convegno International IWA Conference on Sustainable solutions for small water and wastewater treatment systems - S2Small2010 (Girona, Catalonia, 19-22 April 2010)
- Troiani C., Eusebi A. L., Battistoni P., Carletti G. (2009), *Il controllo di processo per la riduzione della produzione di fanghi di depurazione. Casi di studio*, Atti del convegno Ecomondo 2009 (Rimini, 12 Ottobre 2009)

Pubblicazione non in vendita
IReR - Istituto Regionale di Ricerca della Lombardia
Via Copernico, 38 - 20125 Milano (Italy)
e.mail irer@irer.it - website: www.irer.it